



Stabilitet og udrådningseffektivitet for danske biogasanlæg

Angelidaki, Irini; Hejnfelt, Anette

Publication date:
2006

Document Version
Publisher's PDF, also known as Version of record

[Link back to DTU Orbit](#)

Citation (APA):
Angelidaki, I., & Hejnfelt, A. (2006). *Stabilitet og udrådningseffektivitet for danske biogasanlæg*. (2. ed.) Institut for Miljø & Ressourcer, Danmarks Tekniske Universitet.

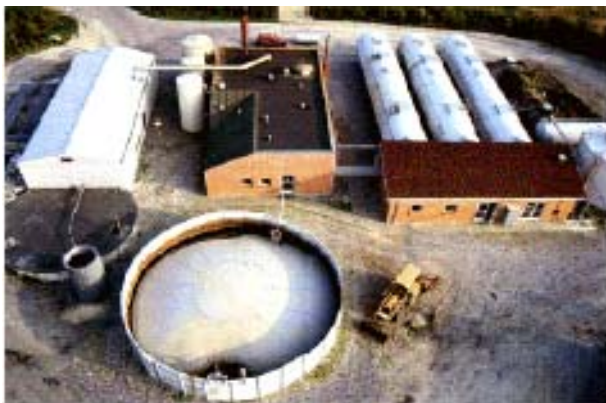
General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
- You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

Stabilitet og udrådningseffektivitet for danske biogasanlæg



2. udgave

Stabilitet og udrådningseffektivitet for danske biogasanlæg

2. udgave

Institute of Environment & Resources
ISBN 87-89220-94-3

This publication is available as a downloadable pdf-file from the institute's homepage on:
<http://www.er.dtu.dk/Publikationer.aspx>

Institute of Environment & Resources
Library
Bygningstorvet, Building 115,
Technical University of Denmark
DK-2800 Kgs. Lyngby

Phone:
Direct: (+45) 45 25 16 10
(+45) 45 25 16 00
Fax: (+45) 45 93 28 50
E-mail: library@er.dtu.dk

Indholdsfortegnelse

Indholdsfortegnelse	1
Forord	3
Sammenfatning, resume	4
Indledning og baggrund for undersøgelser	7
Præsentation af anlæg	9
Metoder og materialer	11
VFA	11
Restpotentiale	11
Udtagning af biomasse på anlæggene.....	11
Forsøgsgang.....	11
Kemiske karakteristika	13
Syreniveau på danske biogasfællesanlæg	14
Sammenhæng mellem ammonium, VS og VFA	19
Konklusion på VFA-niveau.....	20
Resultater for restpotentiale	21
Sammenhænge mellem restpotentiale og opholdstid	28
Sammenhæng mellem efterlagertemperatur, aktivitet og restpotentiale	29
Effekt af temperaturstigning.....	29
Konklusion fra restpotentiale undersøgelsen.....	31
Model for restgas indvindingsaktivitet.	32
Modelresume	32
Efterudrædningsmodel	33
Batch efterudrædning	34
Efterudrædning i kontinuerlig (CSTR) reaktor	35
Modelleringsresultater	36
Resultatgennemgang og diskussion	39
Udrædning ved procestemperatur.....	39
Udrædning ved reduceret temperatur	40
Modelanvendelse	42

Liste over appendix

Appendix A: Beskrivelse af biogasanlæg samt resultater for VFA og restpotentiale.....	1
Appendix B: Data fra model-simuleringer.....	49
Appendix C: Artikler.....	76

Forord

Dette projekt "Kortlægning og dokumentation af procesforhold på danske biogasanlæg" er udført på Miljø & Ressourcer DTU, under Energistyrelsens udviklingsprogram for vedvarende energi. Projektet er forløbet over 2 år, og startede i april 2002.

Majbrit Stavn Jensen har været den eneste gennemgående lønnede ressourceperson på projektet. Derudover har en række DTU-studerende været involveret i projektet i forbindelse med deres eksamensprojekt, hvorunder de har arbejdet med delområder/undersøgelser i tilknytning til projektet. Anette Hejnfelt har været delvist tilknyttet projektet fra sommer 2004 og er hovedforfatter/redaktør på denne rapport. Rena Angelidaki har været projektansvarlig og vejleder gennem hele projektet.

Der har til projektet været tilknyttet en minifølgegruppe bestående af Søren Tafdrup (Energistyrelsen) og Lars Ellegaard (BWSC A/S), som har deltaget i et antal statusmøder under projektforløbet, hvor løbende resultater er blevet præsenteret og diskuteret.

Der rettes i øvrigt en stor tak til de involverede biogasanlæg, som har været behjælpelige med at udtage og sende biomasse til forsøgene, samt at skaffe relevante data og oplysninger vedrørende procesforhold og biomasse.

Lyngby, oktober 2004.

Sammenfatning, resume

Igennem de sidste to år er biomasseprøver fra i alt 18 fællesanlæg indhentet regelmæssigt og analyseret for VFA-koncentration, restgaspotentiale og andre karakteristika. VFA-niveauet er, for de fleste anlæg, blevet fulgt regelmæssigt gennem perioden. Restgaspotentialet i biomassen er bestemt periodisk. Fra udvalgte anlæg er det bestemt både på prøver fra hovedreaktor, efterudrådningstank og/eller efterlager, dels ved procestemperatur og dels ved lavere temperaturer, for at undersøge forholdene for optimal efterudrædningsproces. Der er målt ammonium, pH, TS/VS og lipid-indhold, for at undersøge eventuelle korrelationer med resultater for VFA og restpotentiale.

Resultaterne, opnået under projektet, kan sammenfattes som følgende:

VFA niveau på danske biogasanlæg

På basis af VFA-overvågningsprogrammet kan det konstateres, at de fleste anlæg, enten kontinuerligt eller i længere perioder, kører med et total VFA-niveau under eller omkring 1 g/l, der sædvanligvis anses som grænsen mellem en stabil og potentielt ustabil proces. Enkelte anlæg ligger dog markant højere, og til tider er der også registreret usædvanligt høje og svingende VFA-niveauer. Endvidere er der i enkelte tilfælde registreret pludselige skift, hvor et anlæg på forholdsvis kort tid skifter VFA-niveau. Selv om de fleste anlæg synes at fungere fornuftigt procesmæssigt, kan det for de anlæg, der er ramt af højt VFA-niveau, være af stor betydning, da denne tilstand sandsynligvis også indebærer et vist produktionstab.

Der er klar korrelation mellem ammonium koncentration og forhøjet VFA-niveau. Et ammonium-N niveau større end ca. 3.5 - 4.0 g/l for termofile anlæg og noget højere for mesofile anlæg, synes at medføre, at man ikke kan forvente at opnå de helt lave VFA-niveauer. Dog er et lavt ammoniumniveau ikke garant for et lavt VFA-niveau, hvilket vidner om, at også andre faktorer spiller ind. Det kan derfor med rimelig sikkerhed fastslås, at et passende ammoniumniveau er en grundforudsætning, men ikke den eneste, for at opnå lave VFA-niveauer. Af andre faktorer der spiller ind kan tænkes generel driftsstabilitet, (temperaturstabilitet, doseringsstabilitet, omrøringseffektivitet mv.) samt andre råvarekarakteristika, der påvirker VFA-omsætningsaktiviteten. Dertil er hydraulisk belastning givetvis også en faktor. Derudover har det ved enkelte hændelser med skiftende VFA-niveau, været muligt at udpege enkeltråvarer, der med stor sandsynlighed har været hovedårsag til ændringer. F.eks. er der set VFA-ændringer, som synes at være knyttet til Mucosa generelt og visse former for fiskeaffald doseret uregelmæssigt.

Restpotentiale på danske biogasanlæg

I undersøgelsen er det fundet, at restgaspotentialet i anlæggenes afgassede materiale gennemsnitligt udgør omkring $4,2 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, når denne forlader sidste trin med gasindvinding.

Et restgaspotentiale af denne størrelsesorden svarer, for samtlige danske gyllebaserede biogasfællesanlæg, til ca. 6,3 millioner $\text{m}^3 \text{ CH}_4$ per år, da anlæggene tilsammen behandler omkring 1,5 millioner tons biomasse per år. Tallene dækker over en stor spredning, fra min. 0,8 til max. $10,5 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, eller relativt mellem 2,5 og 27 % (gennemsnit 12,7 %) af det max. praktiske potentiale (= muligt udbytte af omsætteligt org. materiale).

Et gaspotentiale på 6,3 millioner $\text{m}^3 \text{ CH}_4$ per år svarer til produktionen fra knap 3 velvoksne fællesanlæg med en biomassekapacitet på 100.000 ton per år og en specifik biogas produktion på $35 \text{ m}^3 \text{ biogas}/\text{m}^3$ biomasse. Der er altså tale om et anseeligt uudnyttet restpotentiale, som kan vurderes både ud fra en økonomisk og miljømæssig vinkel.

Økonomisk udgør restpotentialet et væsentligt tab. Det vil dog ikke i praksis være realistisk helt at indvinde restpotentialet, da det vil kræve uøkonomisk store opholdstider (typisk ca. 2 måneder ved fuld procestemperatur, eller meget længere ved lavere temperatur). Som nævnt er der store forskelle i restpotentiale fra de enkelte anlæg, hvilket både skyldes, at enkelte anlæg slet ikke har indvinding af gas efter hovedproces, men også (store) forskelle i teknisk indretning og andre driftsforhold. Dette vidner om optimeringsmuligheder, hvis restgasindvindingsområdet bliver bedre belyst.

Forestiller man sig eksempelvis, at den dårligste halvdel af de 18 undersøgte anlæg (med gennemsnitligt tab på ca. $6 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse) kan forbedres til gennemsnittet for den bedste halvdel, vil det samlede gennemsnitlige tab kunne reduceres fra ca. $4,2$ til $2,5 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, og måske endda på sigt, til halvdelen af det nuværende gennemsnitlige tab, svarende til den bedste tredjedel af de nuværende anlæg. En halvering af resttabet vil betyde en merproduktion på ca. 3,15 millioner $\text{m}^3 \text{ CH}_4$ per år svarende til en salgsværdi af størrelsesorden 10 mio. kr. årligt.

En anden overvejelse er den potentielle emission af metan fra efterfølgende gyllelagring som følge af dårlig udnyttelse i biogasprocessen. Man kan frygte, at den "aktiverede", delvis afgassede gylle afgiver mere metan end ubehandlet rå gylle, set over en "livscyklus" fra stald til udbringning på mark, som delvis kan modvirke de CO_2 -mæssige fordele ved energimæssig udnyttelse af biogas.

Dog viser resultater af testudråbninger ved lav temperatur, at metanudviklingen, i hvert fald under danske klimatiske forhold, stort set går i stå når gyllen lagres ved omgivelsestemperatur. I de fleste tilfælde er der, efter ca. $\frac{1}{2}$ år, kun opnået omkring 15 % af restpotentialet (bestemt ved

processtemperatur) ved en temperatur på 15 °C. Da den gennemsnitlige temperatur i Danmark er lavere (ca. 8 °C) og lagringens tyngdepunkt formentligt er om vinteren ved noget lavere temperatur, skønnes metanudviklingen, ved lagring, højst at udgøre 10 % af retspotentialet, eller ca. 1,2 % af potentialet i rå ubehandlet gylle, selv med de nuværende forholdsvise høje resttab. Hertil skal naturligvis modregnes den metandannelse som lagring af ubehandlet gylle ville medføre, hvilket dette projekt ikke giver grundlag for at kvantificere. Denne kan måske vise sig at være større end for afgasset gylle på grund af et større totalpotentiale.

Som hovedårsag til de store variationer i restpotentiale kan angives:

- enkelte anlæg har ingen gasindvinding efter hovedproces
- utilstrækkelig temperatur/opholdstid i restgasindvindingstrin
- ustabilitet i hovedproces (som igen kan skyldes en lang række forhold som anført under VFA) med stort restpotentiale til følge, som kun delvis indvindes efterfølgende
- evt. indflydelse af råvaresammensætning på effektivitet af restgasindvinding (f.eks. ammoniumniveau)

Dimensioneringsgrundlag for proces og restgasindvinding

Til slut kan nævnes, at der med projektet er opnået en større klarhed over væsentlige faktorer for dimensionering af proces og restgasindvinding. En del forsøg har været specielt tilrettelagt for at kortlægge temperatur og opholdstids indflydelse på forventet indvindingsgrad i efterudrædningsanlæg, bl.a. ved at etablere parametre for en dimensioneringsmodel.

Sammenfattende kan det konkluderes, at temperatur i efterudrædnings- og restgasindvindingstrin er afgørende for indvindingens hastighed og effektivitet. Generelt skal efterudrædning/-restgasindvinding foregå ved en temperatur på mindst ca. 30 °C for termofile anlæg og mindst ca. 25 °C for mesofile anlæg, hvis ikke opholdstid med gasopsamling skal være urimeligt lang eller udbytte af restgasindvinding marginalt.

Indledning og baggrund for undersøgelser

Biogasanlæg har eksisteret i Danmark i ca. 25 år. Der er i dag 20 biogasfællesanlæg og 60 gårdanlæg. Fællesanlæggene behandler årligt omk. 1,5 million tons gylle og industriaffald. De største anlæg producerer omkring 20.000 m³ biogas per dag (Lemvig 2003). I hovedtræk ligner procesforholdene, opbygningen af anlæggene og den anvendte biomasse hinanden. Anlæggene drives enten termofilt eller mesofilt med et hovedtrin, evt. et hygiegniserings- eller efterudrådningstrin og et lager. Der anvendes hovedsageligt kvæg og svinegylle samt en mindre mængde industriaffald. Alligevel er det, igennem flere år, blevet observeret, at nogle anlæg konsekvent kører med et relativt højt VFA-niveau uden at opleve nævneværdige problemer, mens andre anlæg, uden bevidst at have gjort noget, kører med et konstant lavt VFA-niveau. Der findes desuden eksempler på at anlæg, efter ombygning, skifter tilstand uden, at der er sket væsentlige ændringer i den anvendte biomasse. Dette har medført en del usikkerhed om, hvilken betydning VFA-niveauet har for den praktiske drift af biogasanlæg.

For at undersøge disse forhold, er der i forbindelse med dette projekt, igennem de sidste 2 år (fra april 2002), foretaget en lang række analyser af biomasse fra biogasfællesanlæg og få udvalgte gårdbiogasanlæg i Danmark. Resultaterne er blevet rapporteret ca. hvert halve år. Denne rapport er den afsluttende rapport for hele projektet, som sammenfatter alle resultater opnået i projektperioden. Formålet med projektet har været:

- Bredt at kortlægge, hvilket VFA-niveau der opereres med på danske biogasfællesanlæg.
- Ved testudrådning at bestemme det samtidige restpotentiale, både ved procestemperatur og lavere temperaturer.
- På baggrund af de foretagne analyser på biomasse, samt månedlige rapporteringer til Energistyrelsens opfølgningsprogram, at søge en sammenhæng mellem driftsforhold og VFA-niveau, samt VFA-niveau og restpotentiale, herunder under hvilke forhold der forekommer et forøget restgaspotentiale.
- Ved kalibrering af udrådningsmodellen, udarbejdet i forbindelse med Thorsø forsøg 2001, og på baggrund af det etablerede datagrundlag, at bestemme forholdene for optimal proces, bl.a. med bestemmelse af omsætningsrater ved temperaturer under procesniveau.

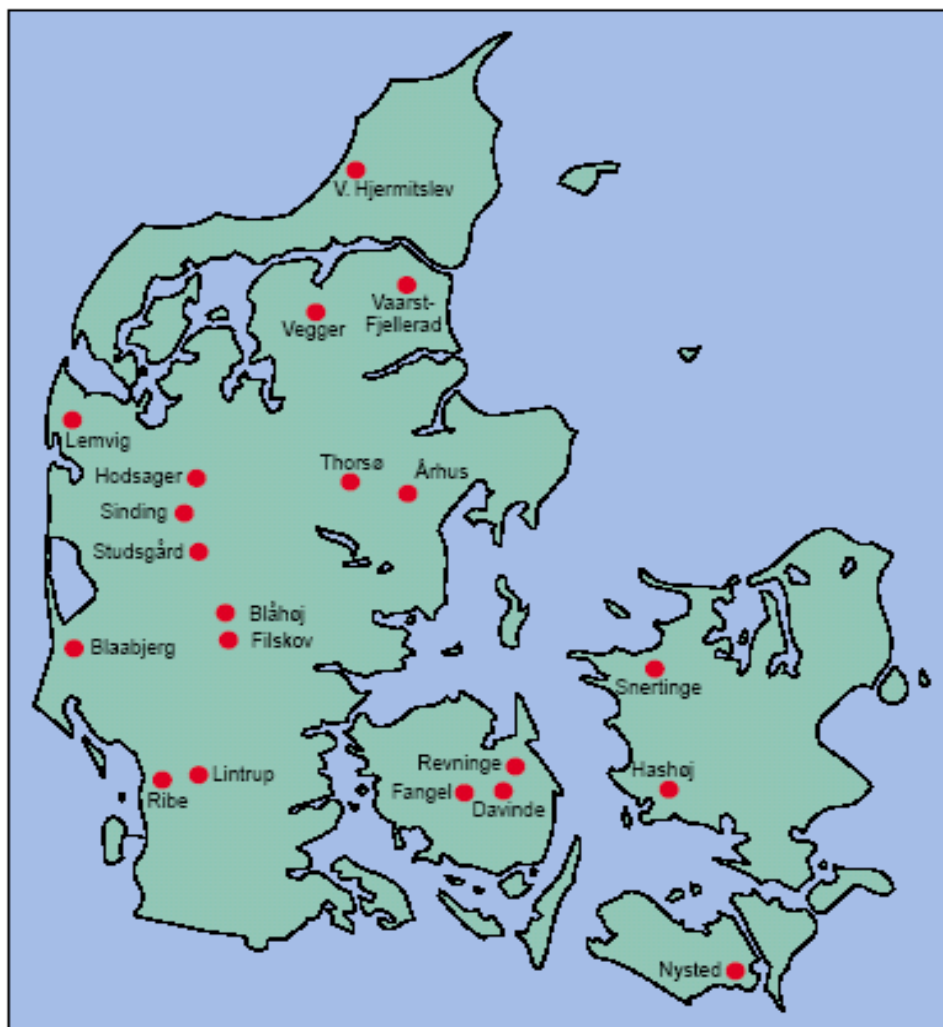
For at kunne sammenligne VFA-niveau og udrådningseffektivitet for de forskellige anlæg, er det nødvendigt at tage i betragtning, hvordan anlæggene er bygget, specielt efterudrådningmuligheder

og gasopsamling samt opholdstid, temperatur og anvendt biomasse. Denne rapport omfatter en beskrivelse af de metoder, der er anvendt i undersøgelsen, en generel beskrivelse af syreniveau og restpotentiale på de 18 anlæg i henhold til ovennævnte, samt en beskrivelse af hvert enkelt anlæg med procesforhold og analysedata. Derudover er data analyseret på tværs, for at søge at identificere de vigtigste faktorer, der påvirker VFA-niveau og udrådningseffektivitet.

Der skal tages højde for, at der kan være store afvigelser og udsving i data, da undersøgelsen er baseret på biomasse og analyser for fuldskala-anlæg og ikke kontrollerede laboratorieskala forsøg.

Præsentation af anlæg

På figur 1 ses placeringen af alle 20 biogasfællesanlæg i Danmark. 14 af anlæggene er placeret i den vestlige del af landet. 7 af anlæggene drives under mesofile forhold (ca. 37° C), mens 12 drives under termofile forhold (50- 55° C). Anlægget i Århus har både en mesofil og en termofil linie.



Generelt anvender anlæggene omkring 60-80 % gylle og 20-40 % industriaffald og mave-tarmindehold.

De største anlæg behandler omkring 170.000 m³ biomasse om året.

Figur 1. Biogasfællesanlæg i Danmark.

Anlæggene Davinde og Hodsager har ikke været med i denne undersøgelse, og deltagelsen fra nogle af de øvrige anlæg har været svingende.

Tabel 1 viser en oversigt over de vigtigste anlægskarakteristika for de 18 anlæg, som har deltaget i undersøgelse. De oplyste data er, hvad det har været muligt at skaffe af oplysninger fra anlæggene dels ved telefonisk og skriftlig henvendelse, og dels ud fra de månedlige indrapporteringer. Der tages forbehold for eventuelle ændringer.

Tabel 1. Oversigt over driftsforhold på de 18 fællesanlæg, som deltager i undersøgelsen, samt den mængde biomasse, hvert anlæg behandler per år. Data er, efter henvendelse, opgivet af anlæggene.

Anlæg	Biomasse m ³ /år	Biomasse andel/ år %	Reaktor Vol. m ³	Lager Vol. m ³	Reaktor temp. °C	Lager temp. °C	Reaktor HRT dg.	Lager HRT dg.
Blåbjerg	120.000	8,2	5000	3000	53,5	25	15	4-5
Blåhøj	34.000	2,3	1320	1500	53,0	30	14	16
Fangel	58.000	4,0	3850	3200	37,0	10	18-23	14-16
Filskov	30.000	2,0	850	3000	53,0	23-36	9	30
Hashøj	57.000	3,9	3000	1250	37,0	25	20	4-5
Lemvig	165.000	11,3	7000	3000	53,0	18	15	3
Lintrup	172.000	11,7	7200	2500	53,0	48	14	5
Nysted	82.000	5,6	5000	2000	38,0	25	30-33	13-16
Revninge	13.000	0,9	3000	3000	35,0	10	60-75	60-75
Ribe	162.000	11,1	5000	-	53,0	-	11	-
Sinding-Ørre	50.000	3,4	2250	-	51,0	-	18	-
Snertinge	46.000	3,1	2700	2000	52,0	25	20	6
Studsgård	116.000	7,9	6000	5000	52,0	30	20	15
Thorsø	116.000	7,9	4600	1500	52,0	52	14-17	5-7
Vaarst Fj.	60.000	4,1	2000	9000	52,0	32-34	12	51-55
Vegger	22.000	1,5	1400	2700	55,0	30	16-22	32-36
Vester Hj.	22.000	1,5	1500	2900	37,0	38	20	39-42
Århus hovedlinje (m)	85.000	5,8	7200	11.000	37,0	28	22	½ år
Århus MSW (t)	55.000	3,8	1700	5.000	55,0	28	16	½ år
Total	1.465.000	100,0						

Det ses af tabel 1, at der er stor forskel i anlæggenes behandlingskapacitet. Anlæggene Lintrup, Lemvig og Ribe er de 3 største anlæg, som til sammen behandler ca. 34 % af den samlede biomasse tilført fællesanlæggene. I den anden ende af skalaen ligger Revninge, Vegger og Vester Hjermitlev, som er de 3 mindste anlæg, der tilsammen behandler ca. 4 % af den samlede mængde.

Metoder og materialer

VFA

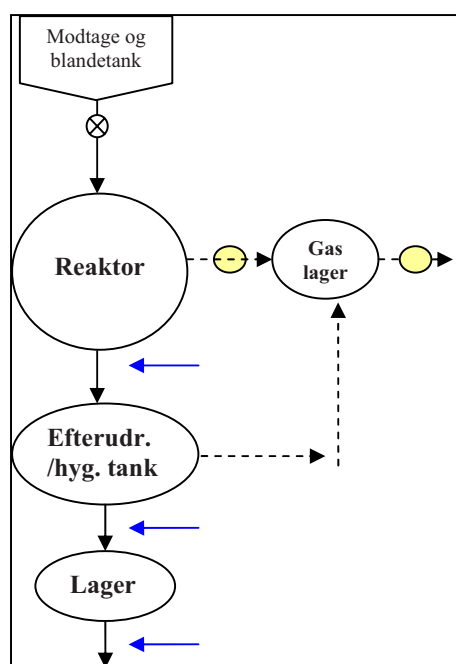
VFA-prøverne blev udtaget af anlægspersonale. Prøverne blev syrnede med orthophosphorsyre, umiddelbart efter udtagning. Orthophosphorsyre har medført en nedsættelse af pH i prøverne til ca. 2 og har stoppet evt. biologisk aktivitet i prøverne som kunne have medført ændring i VFA-koncentrationen under transport fra anlæggene til DTU.

VFA koncentrationen blev målt på GC på DTU.

Restpotentiale

Den afgassede biomasse blev enten afhentet eller sendt fra de forskellige biogasfællesanlæg. Prøverne blev sendt på forskellige tidspunkter, og analysen for restpotentiale blev sat i gang umiddelbart efter modtagelsen.

Udtagning af biomasse på anlæggene



På anlæggene blev biomassen udtaget lige efter hhv. hovedreaktortrin, efterudrådningstrin og/eller lagertank(e) (blå pile). Det er forskelligt fra anlæg til anlæg, hvor mange steder der er udtaget biomasse fra.

Biomassen blev tappet på 25 liters plastikdunke, og da der skal være plads til den gas, der vil blive produceret under transporten, blev de kun fyldt halvt op. Dunkene var før afsendelse fyldt med kvælstof (N_2) for at opretholde et anaerobt miljø. Dunkene er konstrueret med en ventil i låget, således at gassen, der produceres under forsendelse, kunne måles ved ankomst.

Figur 2. Princip for udtagning af biomasse.

Forsøgsgang

Biomassen overførtes i laboratoriet til serumflasker med volumen på 1 l. Der afmåles 300 ml prøve til hver flaske. Overførslen af prøverne foregik, mens flaskerne og biomassen holdtes anaerobe ved konstant tilførsel af kvælstof. Flaskerne blev lukket med gastætte gummiproppe, og de blev sat til

inkubation ved procestemperatur og andre udvalgte temperaturer. På figur 3 ses et billede af serumflaskerne.

Metanindholdet blev målt på gaschromatograf over en periode på ca. 2 måneder, eller til det blev konstateret at produktionen var stoppet. I nogle tilfælde blev prøverne dog fulgt i en længere periode, selv om metanproduktionen var stoppet; enten fordi øvrige prøver i serien kørte videre eller for at verificere, at der ikke var tale om et midlertidigt stop i gasudviklingen. For at analysere metanindholdet i den producerede biogas, blev gassen udtaget gennem proppen vha. en gastæt kanyle. Biogas kunne akkumuleres i "head-space" af flaskerne, og metanproduktionen blev beregnet ud fra målingerne. Alle forsøg blev kørt i triplikat. På figur 4 ses, hvordan gassen blev udtaget fra flaskerne.



Figur 3. Batch-flasker med biomasse.



Figur 4. Måling af metanproduktionen.

TS (tørstof) og VS (total solids) er bestemt efter dansk standard. Lipid-indholdet i biomassen er bestemt efter Soxhlet metoden og til bestemmelse af ammonium benyttes Kjeldal metoden.

Kemiske karakteristika

I nedenstående tabel er angivet resultater af detailanalyser foretaget på modtagne prøver. Derudover er der, mere hyppigt, foretaget VFA-analyser alene.

Tabel 2. TS, VS, ammonium, lipid og VFA i biomasse udtaget efter hovedreaktoren.

* Biomasse udtaget efter lagertanken.

Anlæg	Dato	TS %	VS %	Ammonium g/l	Total-N g/l	VFA g/l	Lipid g/l
Lintrup	Sep.02		2,7	3,0	3,1	0,3	2,7
Lintrup	Feb.03		3,5	2,7	2,9	0,1	
Lintrup	Aug.03	5,1	2,8	3,5	4,0	0,4	0,9
Filskov	Aug.02	4,5	1,2	3,3	4,4	5,0	
Filskov	Okt.03	6,7	3,2	3,3	4,1	0,7	4,2
Hashøj	Mar.02	6,7	4,6	3,6	5,3	4,8	
Hashøj	Jul.03	4,6	1,6	6,1	7,7	6,9	1,7
Århus m	Aug.02		1,4	3,4		1,5	2,0
Århus m	Nov.03	2,7	0,7	3,6	3,9	2,2	0,9
Århus m	Mar.04	3,0	1,6	3,4		2,6	
Århus t	Mar.04	2,0	1,0	3,3		0,7	
Snertinge	Jun.02	5,6	2,6	3,2	4,4	0,2	
Snertinge	Okt.03	3,6	1,9		1,5	1,2	0,8
Snertinge	Feb.04	3,5	2,2	2,8		0,7	1,6
Revninge	Aug.02		2,5	3,1		2,0	2,2
Revninge	Mar.04	5,5	3,2	4,3		0,2	2,6
Blåhøj	Aug.02		2,6	3,1		2,3	5,5
Blåhøj	Mar.04	3,3	2,1	3,1		0,9	2,1*
Ribe	Mar.02	6,1	4,6	2,8	4,3	0,4	
Ribe	Feb.04	4,9	2,9	3,8		3,0	
Studsgård	Aug.02		2,1	2,1		0,2	5,4
Studsgård	Feb.04	3,7	1,8	4,4		0,1	2,8
Fangel	Feb.02	7,6	4,7	4,6	5,8	0,4	
Fangel	Feb.04	4,7	2,9	2,8		6,6	4,3
Blåbjerg	Mar.03		3,0	2,8	4,8		
Blåbjerg	Jun.03	5,7	1,7	3,8	6,1	1,3	1,9
Vegger	Mar.03		3,2	2,6		1,3	
Vegger	Feb.04	5,4	3,0	3,1		0,6	3,89*
Sinding	Mar.03		4,6	1,7		0,2	
Vaarst Fj.	Mar.04	1,8	1,0	1,6		0,3	2,2
Vester Hj.	Feb.04	5,3	3,0	6,4		6,4	6,56*
Nysted	Mar.04	3,8	2,2	4,4		2,6	2,02*
Thorsø	Feb.04	6,1	4,2	3,8		1,8	3,56*
Lemvig	Mar.03		3,2	2,3		0,2	

Det ses af tabel 2, at TS-indholdet (tørstof) i biomassen ligger mellem 1,8 % (Vaarst Fj.) og 7,6 % (Fangel). VS-indholdet (den organiske del) ligger mellem 0,7 % (Århus mesofile linie) og 4,7 % (Fangel). Ammonium-indholdet i biomassen ligger mellem 1,6 g/l (Vaarst Fj.) og 6,4 g/l (Vester Hj.). Anlæggene har et VFA-indhold, som generelt ligger under 3 g/l biomasse.

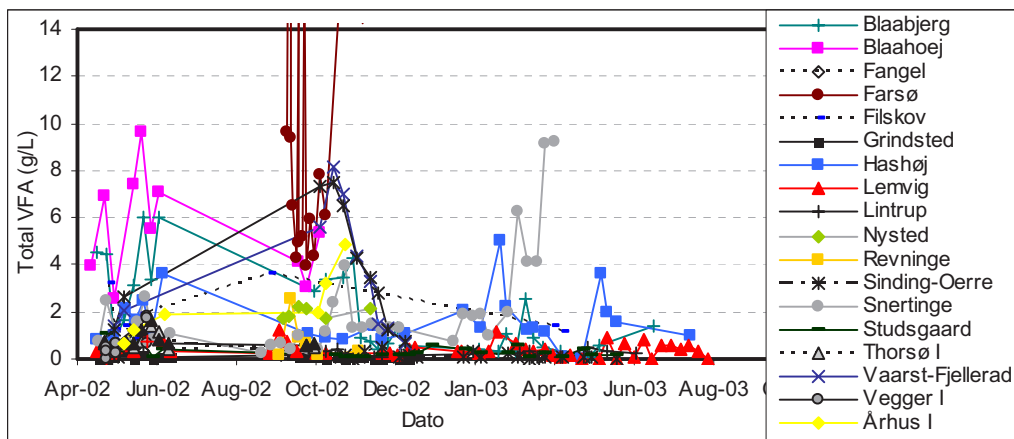
Syreniveau på danske biogASFællesanlæg

Det er almindeligt kendt, at VFA-ophobning er et resultat af en biogasproces, der er ude af balance eller som fungerer suboptimalt. Koncentrationen af VFA kan derfor betragtes som en god kontrolparameter for en biogasproces. En ophobning af VFA ved proces-ubalance skyldes, at de metanogene bakterier vokser langsommere end de acetogene bakterier. De metanogene bakterier forbruger derfor ikke hydrogen og VFA i samme omfang som det dannes fra acetogenesen, og der vil ske en akkumulering af VFA.

Da forskellige anaerobe systemer har deres egne ”normale” niveauer af VFA, som bl.a. afhænger af fødesammensætning/karakteristika, er det ikke let at definere et specifikt VFA-niveau der kan betragtes som entydig grænse mellem stabil og ustabil proces. Derfor kan de relative ændringer af VFA være en bedre indikator for ubalance end en specifik værdi.

VFA-niveauet på en række biogasanlæg, hovedsageligt biogASFællesanlæg, er blevet registreret regelmæssigt i en periode af 1½ år. På figur 5 og 7 ses VFA-indholdet, i g/l, i effluent-biomassen fra hovedprocesstrinet fra april 2002 til august 2003.

I figur 5 er vist middelværdier for de forskellige reaktorer på samme anlæg. I figur 7 er vist værdier fra individuelle reaktorer for de anlæg, hvor der er udtaget prøver fra flere reaktorer på samme anlæg.



Figur 5. VFA-niveau, i g/l biomasse, på 16 biogasfællesanlæg og 2 gårdbiogasanlæg, fra april 2002 til august 2003.

Det ses af fig. 5, at de fleste anlæg generelt kører med et VFA-niveau omkring 1 - 2 g/l biomasse, med få svingninger op til 3 - 4 g/l. Der er dog markante undtagelser, som gennemgås i det følgende.

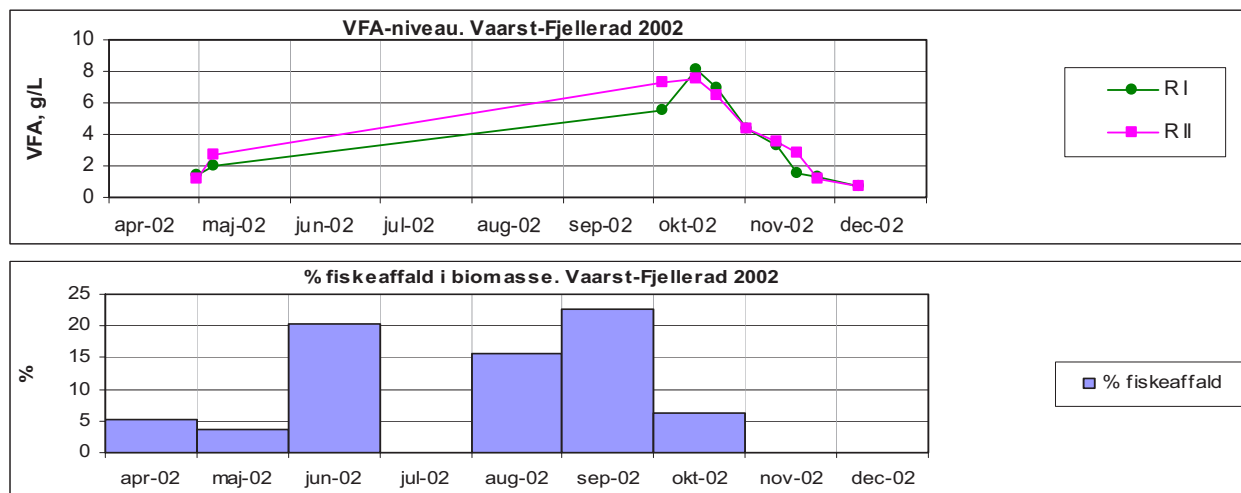
Blåbjerg havde indtil november 2002 et temmelig højt og svingende VFA-niveau, hvorefter det pludselig faldt til et lavere niveau. Netop på dette tidspunkt blev modtagelse af Mucosa indstillet, og det er derfor nærliggende at antage, at denne råvare, som bl.a. er meget proteinholdig med stort kvælstofindhold, har været årsag til forhøjet VFA-niveau.

Også Blåhøj havde et højt og svingende VFA-niveau indtil oktober 2002. I denne periode blev der indrapporteret problemer med skumning, specielt i reaktor 1. Desværre blev der ikke modtaget prøver fra Blåhøj efter oktober 2002, så det vides ikke om VFA niveauet siden har været permanent højt.

For Sinding-Ørre registreres en kraftig VFA-stigning i foråret 2002, som tilsyneladende toppe i oktober med et niveau på ca. 8 g/l. Herefter falder VFA-niveauet markant til under 2 g/l. Der er ikke tilsendt prøver i den mellemliggende periode hen over sommeren, så det vides ikke om det forhøjede VFA niveau har været vedvarende.

For Vaarst-Fjellerad ses et nogenlunde tilsvarende forløb i samme periode, med VFA-niveau op til 6 g/l omkring oktober 2002. Årsagen formodes at være anvendelsen af relativt store mængder fiskeensilage i perioden, som blev bragt til ophør i efteråret. Dette fremgår af figur 6. I de første 5 måneder af 2002 blev der, i gennemsnit, tilført omkring 190 tons fiskeaffald, svarende til 3,5 %, til anlægget. Denne andel steg kraftigt fra juni måned. Bortset fra juli, hvor tilførslen af fiskeaffald var

0, steg andelen af fiskeaffald i biomassen til 15 - 23 %. I august 2002, tilførtes 759 tons svarende til 16 % og i september blev der tilført 22,7 % fiskeaffald. I november og december var tilførslen af fiskeaffald 0 tons, og det ses på figur 5, at VFA-niveauet er faldende omkring dette tidspunkt. Det er desuden tidligere rapporteret, at fiskeaffald er årsag til ustabilitet og stigning i VFA på anlægget i Vaarst-Fjellerad.



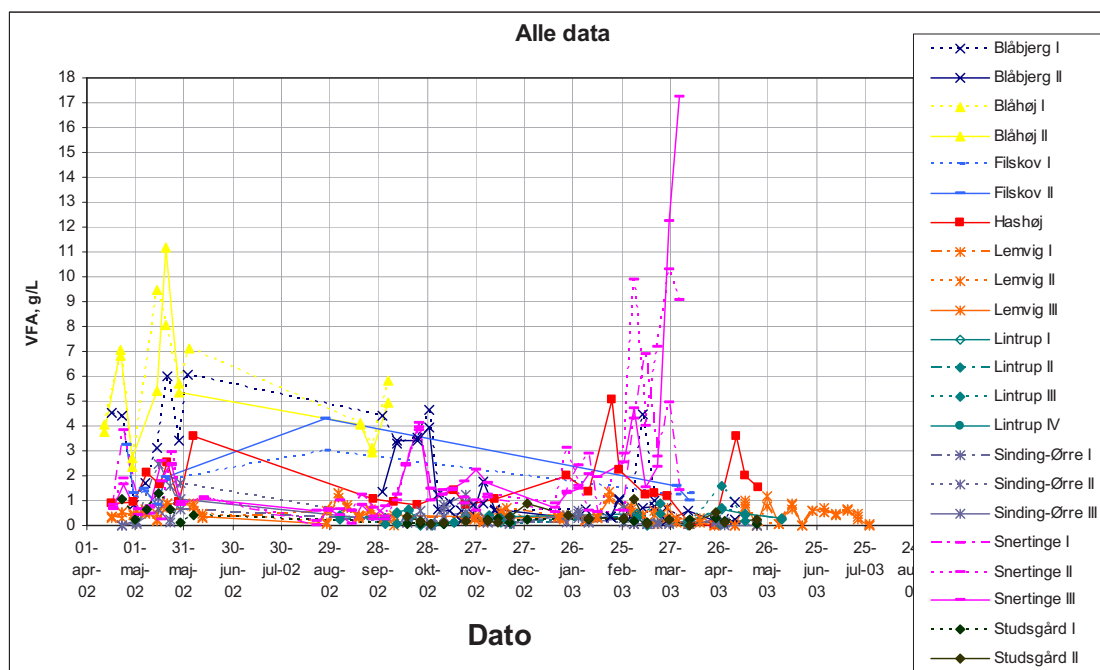
Figur 6. VFA-niveau og andelen af fiskeaffald i biomassen. Vaarst-Fjellerad biogasanlæg, 2002.

I en kort periode i efteråret 2002 modtoges prøver fra Farsø, som på det tidspunkt var under opstart og havde store problemer. For disse prøver ses et ekstremt højt VFA-niveau. Anlægget anvendte en stor andel minkgylle som råvare med et meget højt ammoniumniveau. Den 11. september 2002 blev reaktoren genpodet og indfødningsen stoppet. Derefter fald syrerne fra 15 g/l ned til 5 g/l. Dette varede til d. 1. oktober. Når indfødningsen med minkgylle blev reetableret steg syrerne igen som resultat af forhøjelsen af ammonium. Alvorlig ammoniumhæmning kombineret med opstart antages at være årsagen til disse ekstreme niveauer, og så vidt vides kom processen aldrig rigtig i gang.

Hashøj biogasanlæg udviser relativt store og regelmæssige variationer, med mindre toppe omkring februar-marts 2003 og igen i maj-juni 2003. Da Hashøj, i perioden, til tider har kørt med temmelig høj belastning, og har et forholdsvis højt ammoniumniveau, formodes generel hydraulisk/organisk overbelastning at være årsagen til det observerede VFA forløb.

For Snertinge ses en kraftig stigning i foråret 2003. I denne periode var reaktorkoblingen/driften under omstilling, hvilket sikkert er årsagen til ”uro”.

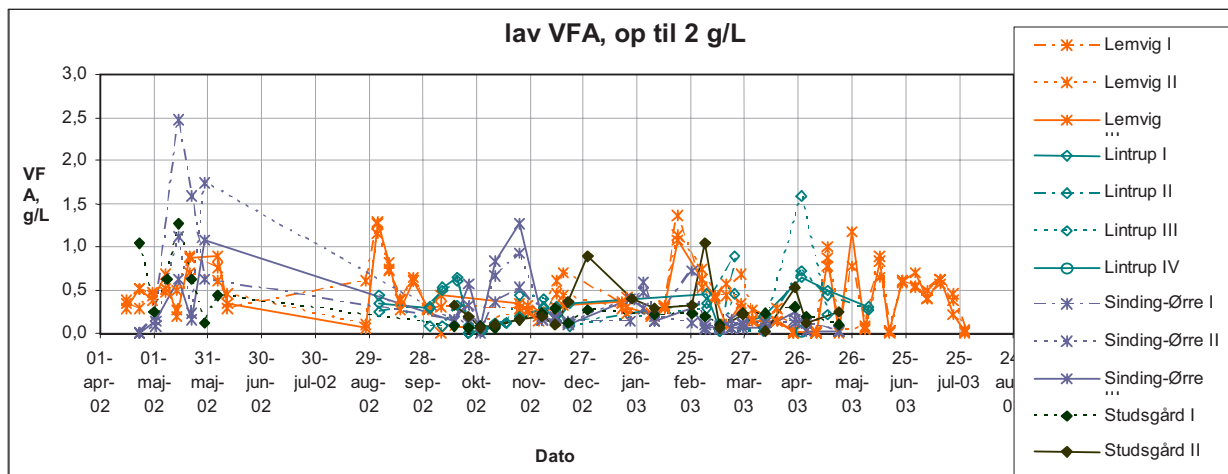
Efter at VFA-overvågningen (og projektet) ophørte, er der sket et egentligt procesnedbrud på Blaabjerg biogasanlæg i sensommeren 2004, og processen er stadig (Oktober 2004) kun langsomt ved at rette sig. Selv om der ikke foreligger analysedata i dette projekt for denne hændelse understøtter den dog formodningen om, at fiskeaffald kan være en risikofaktor, som også set i tilfældet med Vaarst Fjellerad. I Blaabjerg kunne procesnedbruddet temmelig sikkert knyttes til en relativt stor Fredags-leverance af ”pumpevand” fra losning af industrifisk, som blev indpumpet i anlæg henover følgende weekend. Biogasproduktionen faldt til ca. halvdelen i løbet af weekenden. Efterfølgende blev processen yderligere overbelastet, da det blev forsøgt at genopstarte processen ved udtømning af ca. 1/3 af reaktorindhold og efterfølgende indpumpning af ca. 1/6 vand (for fortynding) og 1/6 frisk kvæggylle. Processen er sandsynligvis indledningsvist blevet hæmmet af uvante højere fedtsyrer, som har medført en VFA ophobning. Tilførsel af 1/6 frisk kvæggylle i én portion efterfølgende har givetvis medført en yderligere ophobning af VFA.



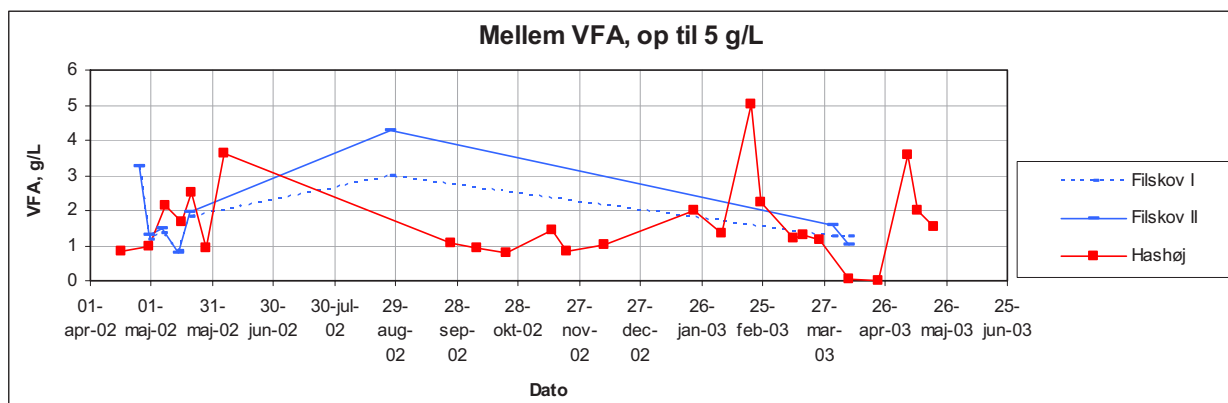
Figur 7. Detail data for 9 biogASFællesanlæg med prøver fra flere rådnetanke. Alle reaktorer er parallelkoblede, dog er Lintrup reaktor IV i seriekobling med de 3 øvrige.

Af figur 7 kan det ses, at forhøjet VFA-niveau generelt, i de fleste tilfælde, ses parallelt i alle reaktorer (selv om der kan være mindre forskelle), hvilket sandsynligvis skyldes at forstyrrelser er knyttet til råvarer, selv om andre ”fælles” faktorer ikke helt kan udelukkes.

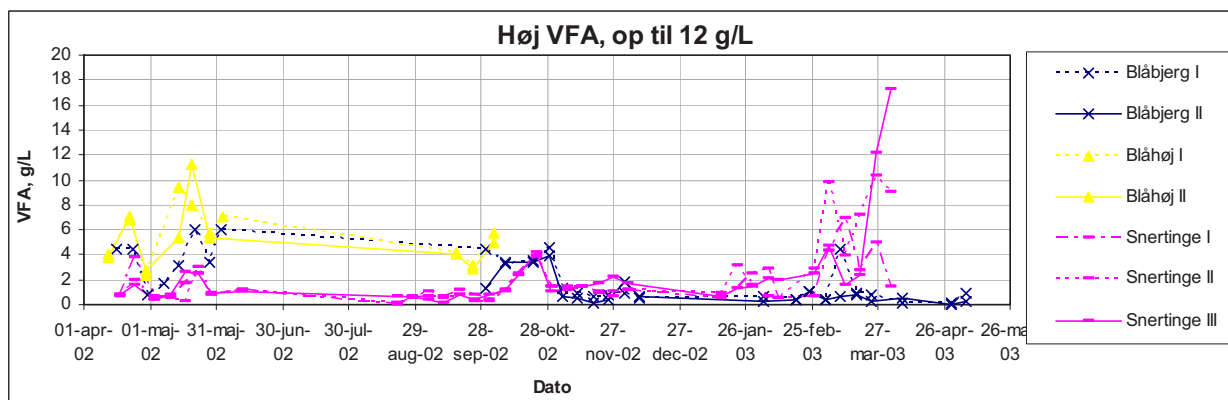
Anlæggene kan inddeles i tre grupper; anlæg med lavt VFA-niveau, op til 2 g/l, anlæg med mellem VFA-niveau, op til 5 g/l og anlæg med højt VFA-niveau, op til 12 g/l biomasse. Denne inddeling fremgår af figur 8, 9 og 10.



Figur 8. Anlæg med lavt VFA-niveau. Lemvig, Lintrup, Sinding-Ørre og Studsgård.



Figur 9. Anlæg med mellem VFA-niveau. Filskov og Hashøj.



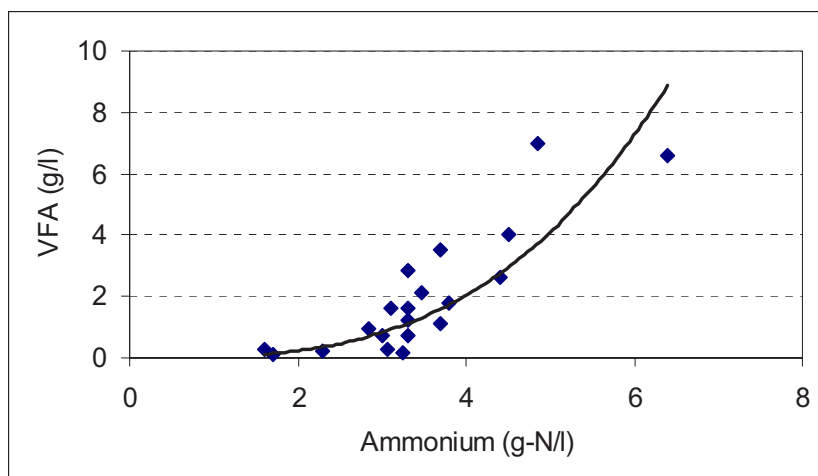
Figur 10. Anlæg med højt VFA-niveau. Blåbjerg, Blåhøj og Snertinge.

Sammenhæng mellem ammonium og VFA

Figur 11 viser en analyse af ammoniumindhold og VFA i biomassen.

Grundlaget for figur 11 er fremkommet ved at afbilde det gennemsnitlige VFA-niveau for hvert anlæg ved gyllekarakterisering, sammenholdt med gennemsnit af ammoniumniveau bestemt ved gyllekarakterisering, hvilket giver et mere retvisende billede end at anvende den øjeblikkelige VFA koncentration målt samtidig med ammoniumniveau.

Det ses, at der synes at være en korrelation mellem den anvendte biomasses ammoniumniveau og VFA-koncentration. Når ammoniumkoncentrationen overstiger 3,5 - 4 g/l stiger VFA-koncentrationen markant, hvilket indikerer hæmning.



Figur 11. Forholdet mellem ammonium (g/l) og VFA (g/l). (Denne graf er lavet ud fra gennemsnits ammonium og VFA-værdier fra de målte anlæg.).

Det er især de metanogene bakterier i biomassen, der er følsomme overfor ammoniak. Termofile reaktorer er mere følsomme overfor ammoniakinhæmning end mesofile reaktorer. Dette hænger sammen med, at en stigning i temperatur fører til en stigning i det frie ammoniakindhold. I vandige opløsninger er ammonium og ammoniak i ligevægt, der bl.a. bestemmes af pH og temperatur: $\text{NH}_4^+ \leftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}^+$. Højere temperatur rykker balancen mod højre.

Det er ammoniak, der først og fremmest er hæmmende for bakterierne.

Den indlagte kurve angiver det laveste VFA-niveau, man kan forvente at opnå for et givet ammoniumniveau. At der ligger en del punkter spredt over denne "minimumskurve" må skyldes, at mange andre forhold spiller ind, herunder opholdstid, som alt andet lige vil resultere i et højere

VFA-niveau. Også driftsstabilitet og pH-niveau, som følge af uorganiske bestanddele i industriråvarer, må formodes at medvirke til spredning i resultater.

Konklusion på VFA-niveau

Selv om der er store svingninger i VFA-målingerne, kan det dog konkluderes, at langt de fleste anlæg, kører det meste af tiden med et total VFA-niveau under 1 g/l. Dette VFA-niveau indikerer en stabil proces. I løbet af overvågningsperioden blev der ikke registreret egentlige procesnedbrud, selv om VFA-niveauet, ved enkelte lejligheder, har været op mod 10 g/l. Kun i tilfældet Farsø, som blev inddraget i.f.m. opstart af en proces med minkgylle som primær biomasse, kan processen siges at være brudt ned. Da den imidlertid aldrig var kommet rigtig i gang, og senere blev opgivet, er Farsø dog ikke et rigtigt eksempel på et procesnedbrud. Da procesnedbrud kan være direkte ødelæggende for det enkelte anlægs økonomi, er det selvfølgelig interessant at søge forklaringer på forhøjet eller svingende/skiftende VFA-niveau. Desværre har det (som tidligere) vist sig svært, entydigt, at pege på enkelte faktorer eller hændelser som årsag til observerede VFA skift eller forhøjet niveau. Som regel er der sket flere ændringer samtidigt, og ændringen konstateres først efter nogen tid.

På baggrund af en statistisk analyse af samtlige registreringer synes det klart, at ammonium indhold er en betydende faktor for forhøjet VFA-niveau. Et ammonium-N niveau større end ca. 3,5 – 4,0 g/l for termofile anlæg og noget højere for mesofile anlæg, synes at medføre, at man ikke kan forvente at opnå de helt lave VFA-niveauer. Dog er et lavt ammoniumniveau ikke garant for et lavt VFA-niveau, hvilket vidner om, at også andre faktorer spiller ind. Det kan derfor med rimelig sikkerhed fastslås, at et passende ammoniumniveau er en grundforudsætning, men ikke den eneste, for at opnå lave VFA-niveauer. Af andre faktorer der spiller ind, kan tænkes generel driftsstabilitet, (temperaturstabilitet, doseringsstabilitet, omrøringseffektivitet mv.) samt andre råvarekarakteristika, der påvirker VFA- omsætningsaktiviteten, herunder evt. uorganiske bestanddeles indvirkning på pH-niveau, som indirekte formodes at have betydning for ammoniums indflydelse (høj pH => større andel på fri NH_3 form). Dertil er hydraulisk belastning givetvis også en faktor. Derudover har det ved enkelte hændelser med skiftende VFA-niveau, været muligt at udpege enkeltråvarer, der med stor sandsynlighed har været hovedårsag til ændringer. Fx. er der set VFA- ændringer, som synes at være knyttet til Mucosa generelt og visse former for fiskeaffald doseret uregelmæssigt.

Resultater for restpotentiale

I den følgende tabel ses alle, samlede resultater, der er opnået gennem de sidste to år, hvor restpotentialet i afgasset biomasse er undersøgt. Nogle anlæg har deltaget i undersøgelsen 3 gange og andre kun en enkelt gang. I nogle tilfælde er det kun afgasset biomasse udtaget efter hovedreaktorer, som er analyseret, andre gange er det biomasse udtager efter, at biomassen har forladt efterfølgende lagertank(e).

Restpotentialet, som er opgivet i tabel 3, er det størst opnåede potentiale, og er, med mindre andet er angivet, fundet ved procestemperaturen. Sluttabet i % er beregnet ud fra restpotentialet fundet efter sidste trin i processen med gasindvinding og det max. praktiske potentiale (faktisk anlægsproduktion + max. restpotentiale fundet efter sidste trin med gasindvinding). For Lemvig biogasanlæg er sidste gasindvinding hygiejniseringsstanken, hvor der ikke er målt restpotentiale. Det antages dog, at restpotentialet målt efter hovedreaktoren stort set svarer til sluttabet, da gasindvindingen fra hygiejniseringsstanken (opholdstid ca. 8 timer) må være begrænset.

Tabel 3. Data fra samtlige undersøgelser for restpotentiale. Af tabellen fremgår anlæg, dato for udtagelse af biomasse fra anlægget, procestemperatur, sidste led i processen med gasindvinding, produktion i m³ metan/m³ biomasse, restpotentialet målt efter hovedreaktoren, evt. efterudrødning og lager, samt sluttabet i forhold til det max. praktiske potentiale. Restpotentialet er det størst opnåede, og med mindre andet er angivet, fundet ved procestemperaturen.

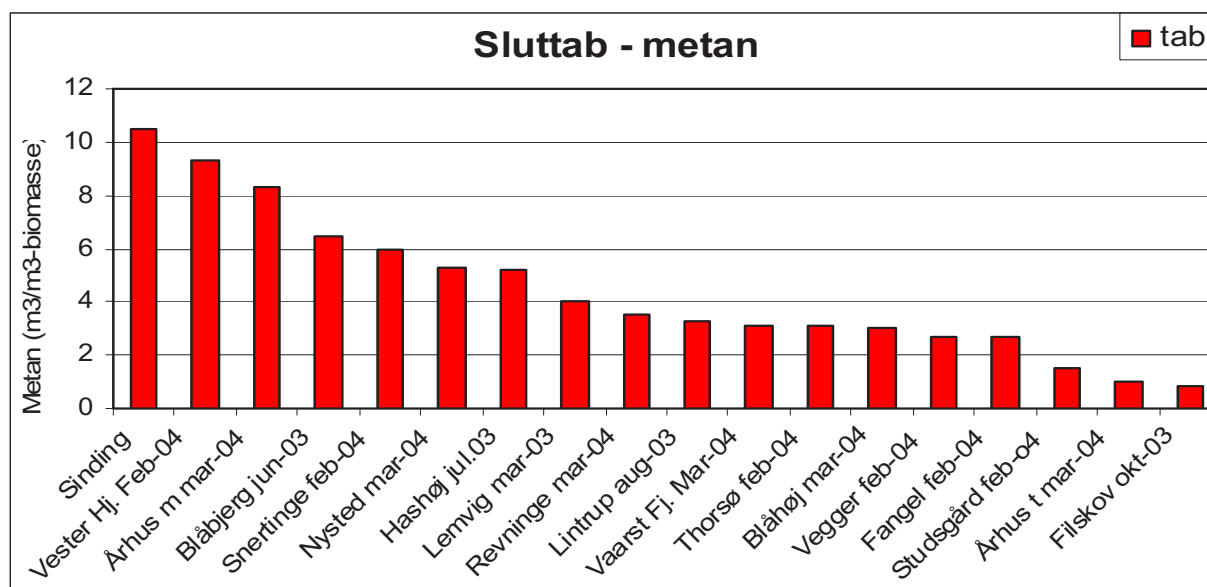
Anlæg	Dato	Proces - temp. °C	Sidste gas- indvind.	Anlægs- Prod. m ³ /m ³ *	Op- holds- Tid døgn	Restpot hoved- reaktor m ³ /m ³	Restpot. efterudr. m ³ /m ³	Restpot. lager m ³ /m ³	Max. praktiske pot. m ³ /m ³	Tab fra reaktor %	Sluttab % **
Lintrup	Sep.02	53	Efterudr.	17,3		(55°) 6,0	(55°) 6,0		23,3	25,8	25,8
Lintrup	Feb.03			17,8		(45°) 6,0	(45°) 6,0		23,8	25,2	25,2
Lintrup	Aug.03			22,8		(55°) 4,5	(45°) 3,3	2,3	26,1	17,2	12,6
Filskov	Aug.02	53	Lager	26,5		(37°) 8,5					
Filskov	Mar.03			28,7		(25°) 2,5					
Filskov	Okt.03			26,5		(55°) 0,8	(37°) 0,8	(20°) 0,8	27,3	2,9	2,9
Hashøj	Mar.02	37	Lager	44,1		15,0					
Hashøj	Apr.02			39,7		(25°) 9,0					
Hashøj	Jul.03			39,0		5,6		5,2	44,2	12,7	11,8
Århus m	Aug.02	37	Reaktor	21,4		(35°) 2,5					
Århus m	Nov.03	37		23,4		2,5	hyg+pode2,3	2,5			
Århus m	Mar.04	37		23,3		6,9			***28,2	24,5	24,5
Århus t	Mar.04	55		23,3		(52°) 1,8		1,0	***28,2	6,4	6,4
Snertinge	Jun.02	53	Reaktor	30,2		(55°) 4,4			34,6	12,7	12,7
Snertinge	Okt.03			31,5		(55°) 0,8		(55°) 0,8	32,3	2,5	2,5
Snertinge	Feb.04			32,0		(55°) 6,0			38,0	15,8	15,8
Revninge	Aug.02	35	Lager	39,4		5,5					
Revninge	Mar.04			32,2		(37°) 4,8		(37°) 3,5	35,7	13,4	9,8
Blåhøj	Aug.03	53	Lager	35,9		(55°) 9,2					
Blåhøj	Mar.04			33,0				(54°) 3,0	36		8,3
Ribe	Mar.02	53	Reaktor	15,8		(55°) 7,0			22,8	30,7	30,7
Studsgård	Aug.02	52	Lager	42,5		(55°) 7,8					
Studsgård	Feb.04			40,0		(54°) 3,8		(54°) 1,5	41,5	9,2	3,6
Fangel	Feb.02	37	Lager	25,3		(25°) 5,8					
Fangel	Feb.04			23,0		5,0		2,7	25,7	19,5	10,5
Blåbjerg	Mar.03	53	Lager	16,4		(55°) 2,8					
Blåbjerg	Jun.03			17,6		(55°) 8,1	(55°) 7,0	(55°) 6,5	24,1	33,6	27,0
Vegger	Mar.03	55	Lager	58,0		6,0					
Vegger	Feb.04			59,0				(30°) 2,7	61,7		4,4
Sinding	Mar.03	51	Reaktor	49,7		(55°) 10,5			60,2	17,44	17,4
Vaarst F	Mar.04	52	Lager	48,0				(37°) 3,1	51,1		6,1
Vester H	Feb.04	37	Lager	37,0				9,3	46,3		20,1
Nysted	Mar.04	38	Lager	32,5				5,3	37,8		14,0
Thorsø	Feb.04	52	Lager	17,5				(54°) 3,1	20,6		15,0
Lemvig	Mar.03	53	Hyg.tank	32,5		(55°) 4,0			36,5	11,0	11,0

*Total metanproduktion iht. indrapportering til opfølgingsprogram. Antaget: 63 % metanindhold.

**Tab regnet i forhold til max. praktiske potentiale.

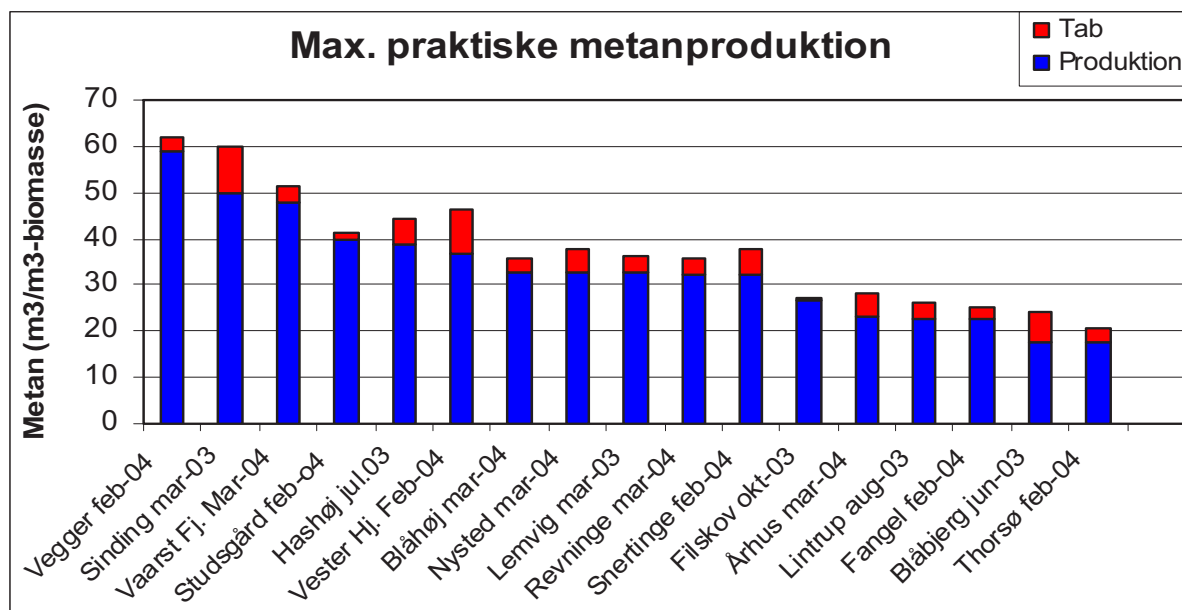
***For Århus (marts 2004) er det max. praktiske potentiale udregnet som: $(0,6 \cdot 6,9 + 0,4 \cdot 1,8) + 23,3 = 28,2 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ biomasse}$. Det procentvise tab er beregnet som: $6,9/28,2 = 24,5 \%$ og $1,8/28,2 = 6,4 \%$.

For flere af anlæggene er der en tendens til, at restpotentialet bliver mindre undersøgelsen igennem (fra 2002 – 2004). For både Lintrup, Filskov, Hashøj og Studsgård er tabet næsten halveret i den sidste måling i forhold til den første måling. Dette er ikke tilfældet for Århus og Snertinge. Det skal dog bemærkes, at dette kan være tilfældigt, da der let kan ske ændringer i processtabilitet fra måned til måned afhængig af biomassesammensætning og årstid. Der skal desuden tages højde for, at prøverne er udtaget og analyseret af forskellige personer, og at resultaterne er baseret på total metanproduktion i henhold til indrapporteringer til opfølgningsprogrammet med antagelse af at 63 % af biogassen er metan (dette kan være forskelligt fra anlæg til anlæg). Resultaterne i tabel 3 viser også, at restpotentialet for flere anlæg halveres fra hovedreaktortrin til lagertanken. Tabel 3 er repræsenteret i følgende grafer, som viser max. praktiske potentiale og sluttab for anlæggene.



Figur 12. Tabt metan i $\text{m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ biomasse}$. (For Århus refererer t og m til hhv. termofil og mesofil linie).

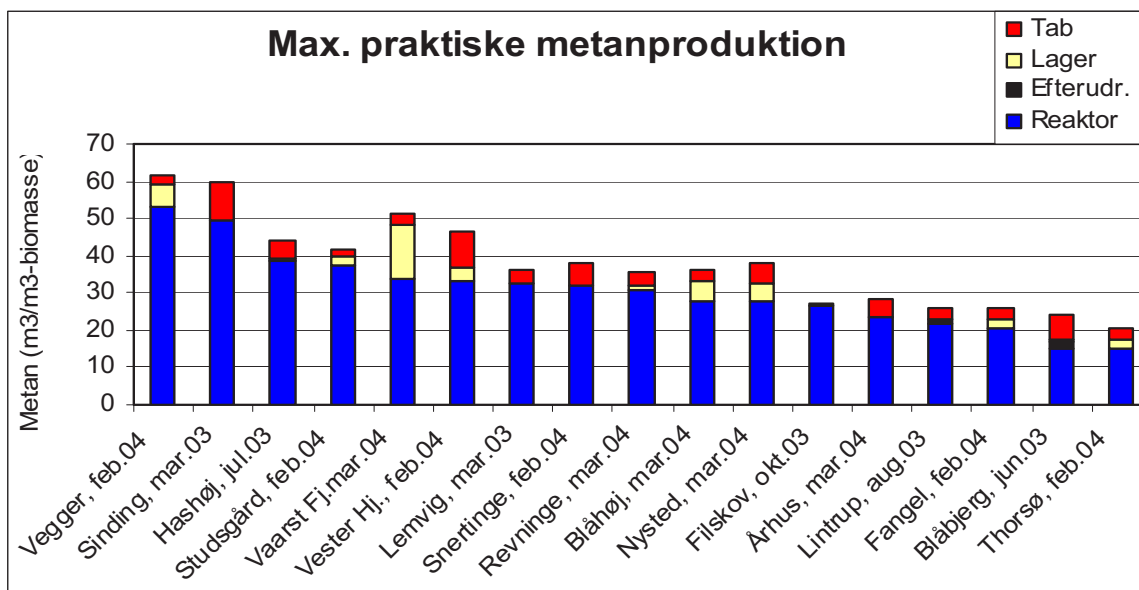
Det fremgår af figur 12, at anlæggene Sinding-Ørre, Vester Hjermitselev og Århus (mesofile hoved linie) taber mest metan, over $8 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ biomasse}$, mens Filskov og Århus (termofile linie) taber mindst, hvilket er under $1 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ biomasse}$. Der er stor forskel på hvor meget de forskellige anlæg producerer, og derfor er det også relevant at se tabet i forhold til produktionen. Dette fremgår af figur 13.



Figur 13. Den max. praktiske metanproduktion, i m^3/m^3 -biomasse, for anlæggene, opgjort som faktiske produktion + sluttabs. For Århus er vist det samlede tab fra begge linier $((6,9 \cdot 0,6 + 1,8 \cdot 0,4)/28,2 = 17,23 \%)$.

Det ses af figur 13, at Vegger biogasanlæg har det højeste udbytte af biomassen på næsten $60 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, samt et lille tab. I den anden ende af skalaen ligger Thorsø og Blåbjerg med et udbytte på under $20 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3$ biomasse.

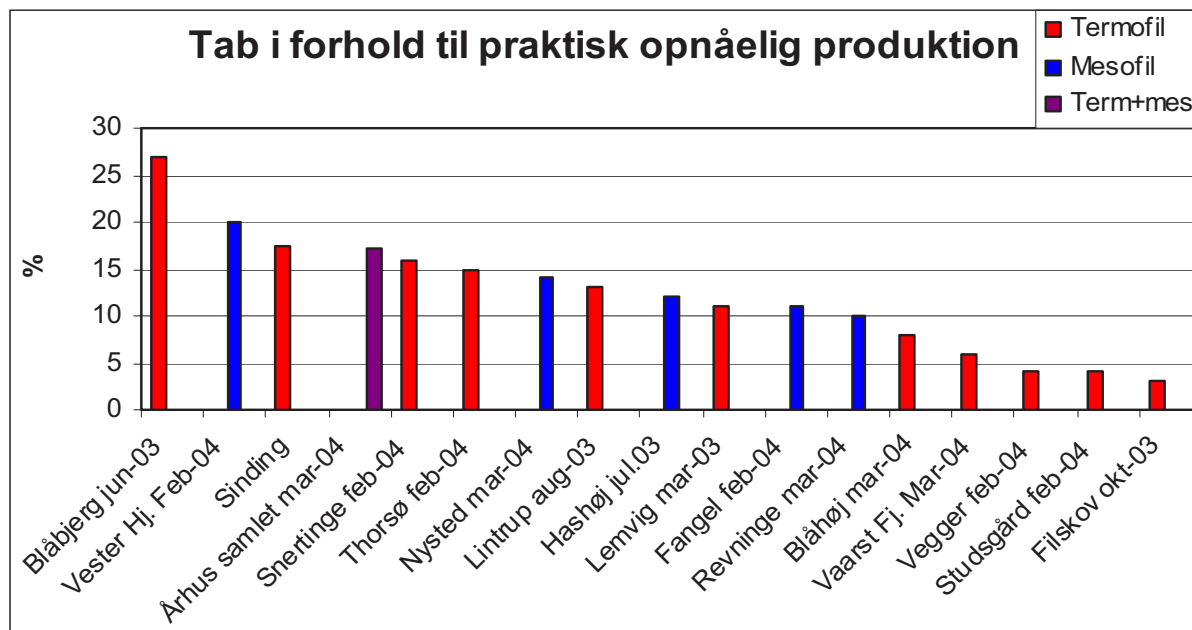
I figur 14 ses den max. praktiske metanproduktion opgjort som metanproduktion i hhv. hovedreaktor + efterudrødning + lager + sluttabs. Metanproduktionen for lagertankene er bestemt som forskellen mellem restpotentialer af materialet fra hovedreaktoren minus restpotentialer fra lager.



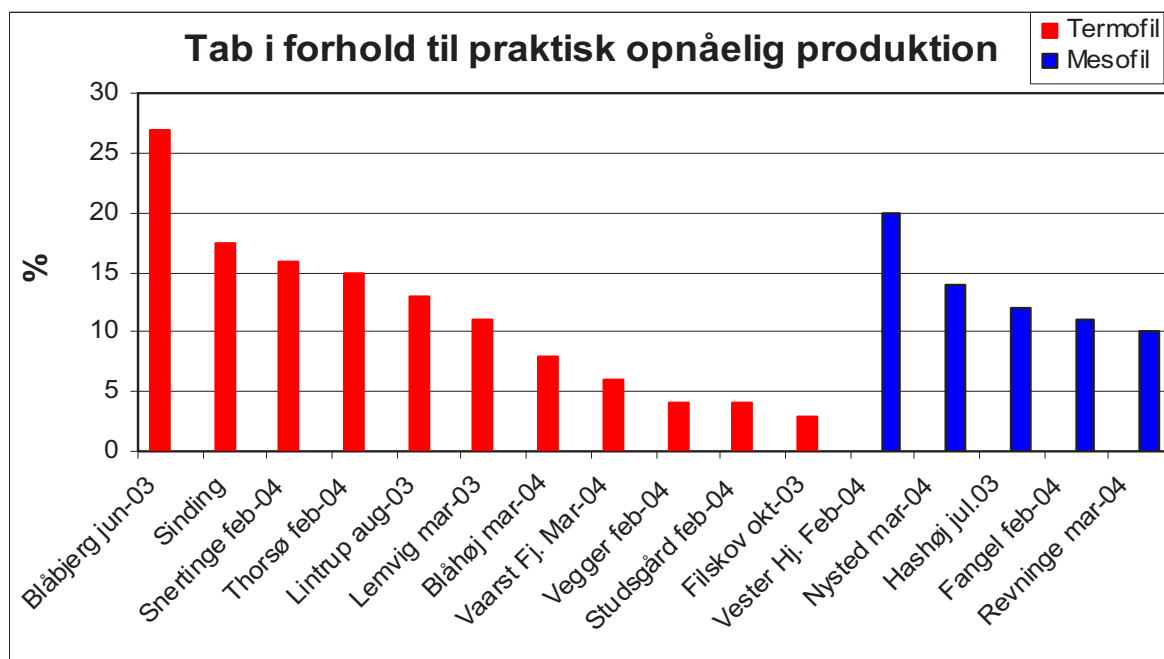
Figur 14. Metanproduktion i m^3/m^3 -biomasse opnået i hovedreaktor, efterudrådningstank og lager, samt sluttabet. For Århus er vist det samlede tab fra begge linier.

Det fremgår af figur 14, at Vaarst Fjellerad indvinder omkring 1/3 af deres faktiske gasproduktion fra lageret. Også Vegger, Blåhøj og Nysted har en pæn gasindvinding, ca. $5 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ -biomasse, fra lageret.

På figur 15a og 15b fremgår tabet i % af den praktisk opnåelige produktion (faktisk anlægsproduktion + tab efter sidste gasindvindingstrin). Det ses af figurerne, at anlæggene taber mellem 2,9 – 27 %. Blåbjerg taber mest, og har et tab på over 25 % af den praktisk opnåelige produktion (praktisk opnåelige produktion = anlægsproduktion + tab), mens anlæggene Filskov, Studsgård og Vegger har et tab på under 5 % af den praktisk opnåelige produktion. Af de mesofile anlæg taber Vester Hj. mest (20 %). Der er ikke nogen klar tendens til, at de termofile anlæg er bedre end de mesofile, men det skal dog bemærkes, at alle mesofile anlæg har et tab på mindst 10 % af den praktisk opnåelige produktion, og 3 ud af 5 tilhører den halvdel af anlæg der har størst tab. Det skal yderligere bemærkes, at alle anlæg med et tab på under 10 % er termofile anlæg.



Figur 15a.



Figur 15b.

Figur 15a og 15b. Tabt metan per m³ biomasse i forhold til den praktisk opnåelige produktion for hhv. termofile (røde) og mesofile (blå) anlæg. 15a er sorteret efter tabsprocent, hvor Århus er præsenteret ved det samlede tab. 15b sorteret efter procestype og tabsprocent. Her er Århus ikke med.

Et stor sluttab kan forklares ved dårlig eller ustabil proces, som måske kan relateres til den anvendte biomasse. Forklaringen kan også ligge i forskel i opholdstid eller procestemperatur. I tabel 4 og 5 ses data for de 4 anlæg med et sluttab på 15 % eller derover og de 3 anlæg, som har et sluttab på under 5 %.

Tabel 4. Anlæg med et sluttab over 15 % af det max. praktiske potentiale.

Anlæg	Sluttab %	Temp.	Gylle %	Opholdstid reaktor dg	Opholdstid lager dg	VFA g/l	Amm. g/l
Blåbjerg	27,0	T	63	15	4-5	1,3	3,8
Vester Hj.	20,1	M	67	20-25	39-42	6,4	6,4
Sinding-Ørre	17,4	T	72	18		0,1	1,7
Snertinge	15,8	T	63	20	6	0,7	2,8
Gnms.			66	19	13	2,1	3,7

Tabel 5. Anlæg med et sluttab under 5 % af det max. praktiske potentiale.

Anlæg	Sluttab %	Temp.	Gylle %	Opholdstid reaktor dg	Opholdstid lager dg	VFA g/l	Amm. g/l
Vegger	4,4	T	80	16-22	32-36	0,6	3,1
Studsgård	3,6	T	91	20	15	0,1	4,4
Filskov	2,9	T	68	9	30 + 20	0,7	3,3
Gnms.			80	16	33	0,5	3,6

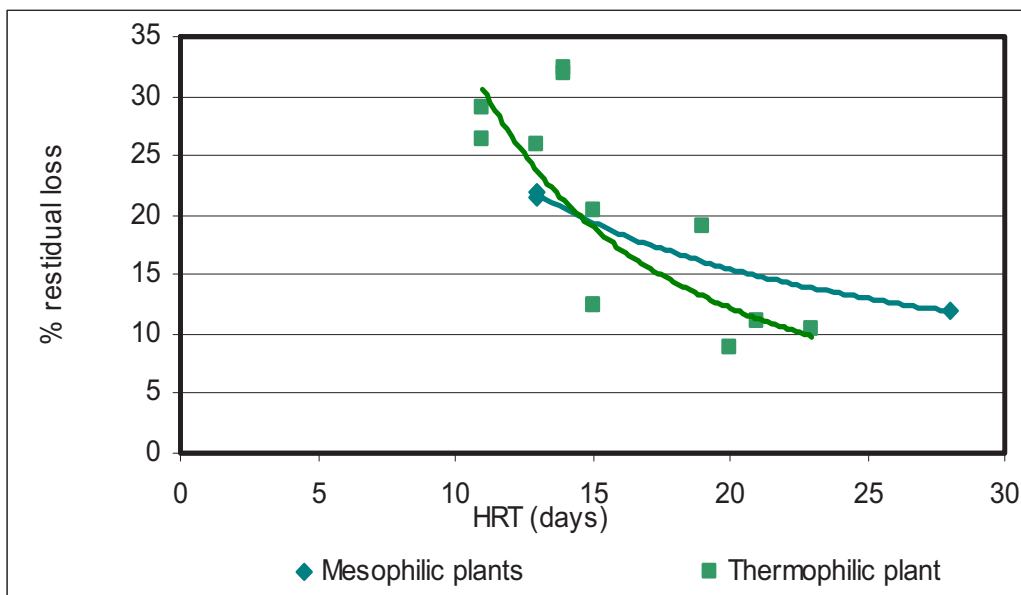
Det ses af tabel 4 og 5, at anlæggene som mister over 15 % metan, generelt har et noget lavere indhold af gylle (66 % i forhold til 80 %) i biomassen, og dermed et større indhold af industriaffald og andet affald. De har også et højere VFA-niveau. Det skal også bemærkes, at anlæggene med et stort sluttab i gennemsnit har en noget kortere opholdstid i lagertankene. Disse sammenhænge vil blive analyseret nærmere i følgende afsnit.

Ud fra tabel 1 og tabel 3, findes, at anlæggene, i gennemsnit, mister omkring $4,2 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, hvilket svarer til 6,3 millioner $\text{m}^3 \text{ CH}_4$ per år, da anlæggene tilsammen behandler omkring 1,5 millioner tons biomasse per år. Dette er beregnet ved at vægte sluttabet fra hvert anlæg med den procentvis andel af de 1,5 millioner tons biomasse som det pågældende anlæg behandler. Et gaspotentiale på 6,3 millioner $\text{m}^3 \text{ CH}_4$ per år svarer til produktionen fra knap 3 velvoksne fællesanlæg med en biomassekapacitet på 100.000 ton per år og en specifik biogas produktion på $35 \text{ m}^3 \text{ biogas}/\text{m}^3 \text{ biomasse}$. Der er altså tale om et anseeligt uudnyttet restpotentiale, som kan vurderes både ud fra en økonomisk og miljømæssig vinkel.

I de følgende afsnit vurderes restpotentialet i forhold til opholdstid, efterlagertemperatur og syreniveau, for at søge en forklaring på, under hvilke forhold biomassen udnyttes bedst muligt.

Sammenhænge mellem restpotentiale og opholdstid

På figur 16 er vist relationen mellem opholdstid og restpotentiale for hhv. termofil og mesofil proces. Figuren er lavet på baggrund af data fra hovedreaktortrinnet.



Figur 16. Relation mellem opholdstid ved hhv. termofil og mesofil proces og restpotentiale efter hovedreaktor i %.

Det fremgår af figur 16, at anlægsdrift med en opholdstid på under 15 døgn medfører et stort tab, på over 20 %, af biogas, og dermed metan, fra hovedreaktoren.

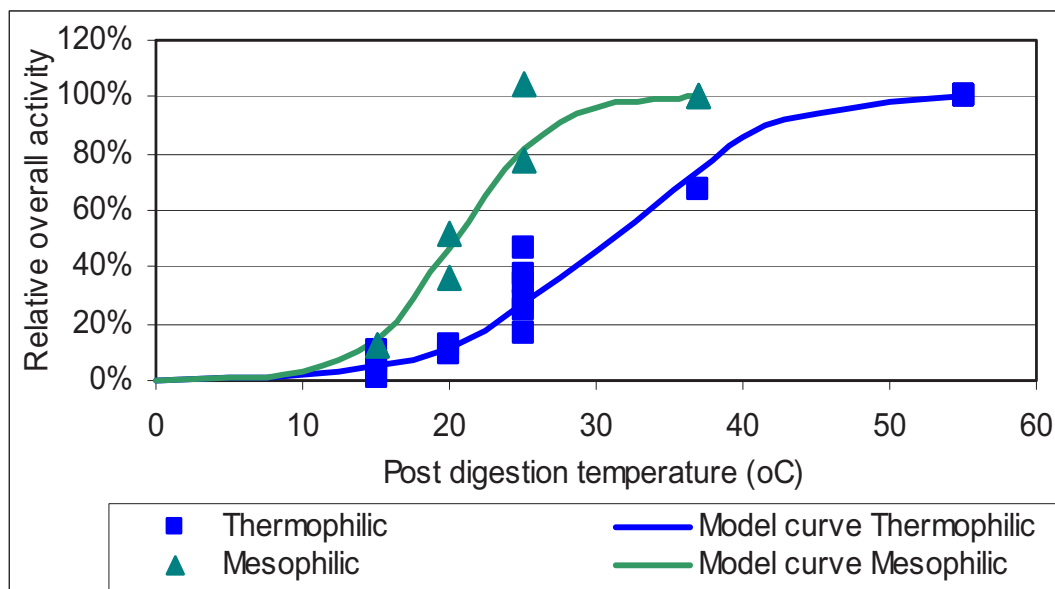
Det ses, at jo større opholdstiden er, jo mindre er tabet af metan, og det gælder både for termofile og mesofile anlæg.

Det ses desuden af figuren, at ved driftsforhold med en opholdstid på 15 døgn og derofter, mister mesofile anlæg mere metan end termofile anlæg. Forskellen i tabt metan stiger fra en opholdstid på 15 døgn til ca. 22 døgn, hvorefter forskellen ser ud til, og formodes, at være mere konstant.

Vi har her, i figur 16, og i forbindelse med figur 15a og b, observeret en svag tendens til, at mesofile anlæg har et større metantab end termofile anlæg.

Sammenhæng mellem efterlagertemperatur, aktivitet og restpotentiale

I figur 17 er vist den initielle gasudviklingsrate fastlagt ved logaritmisk plot af efterudrædningsforløb ved forskellige temperaturer sat i forhold til raten ved hovedprocestemperatur.



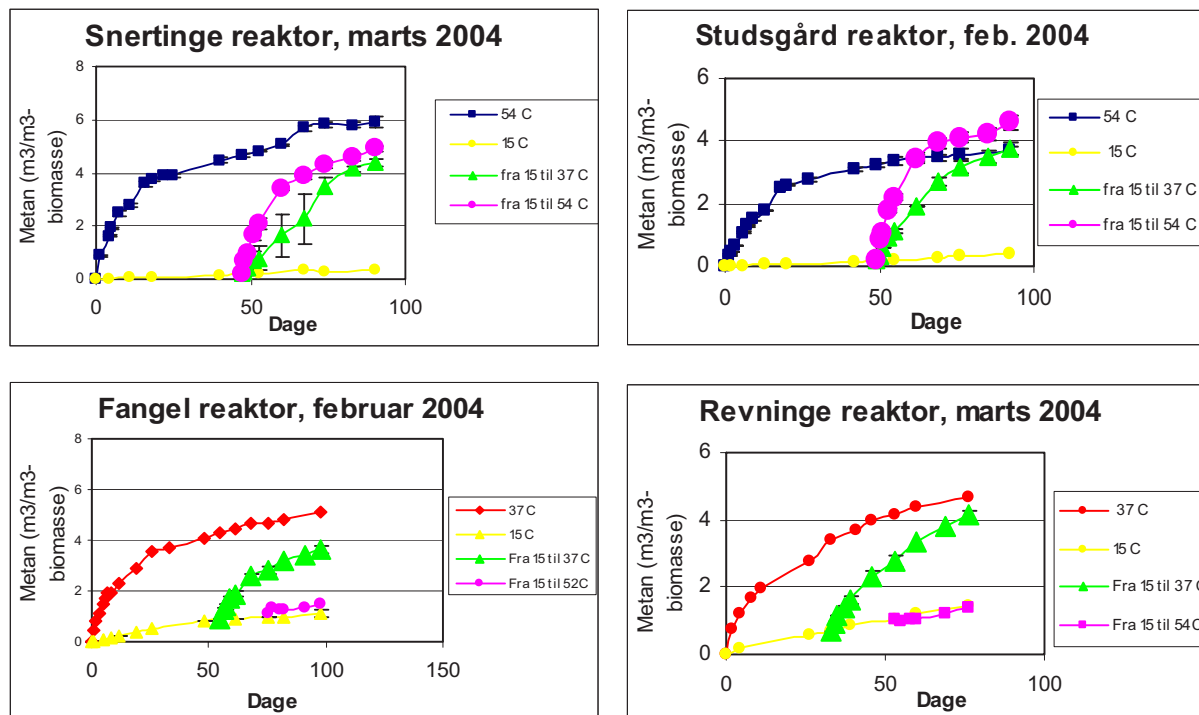
Figur 17. Sammenhæng mellem efterlagertemperatur og biologisk aktivitet.

Som det fremgår, er der stort set ingen aktivitet ved en efterlagertemperatur under 15 °C. Herefter stiger aktiviteten hurtigst under mesofile forhold, og ved 30 °C er der nær 100 % aktivitet. Under termofile forhold skal temperaturen op omkring 45 - 50 °C, før der er nær 100 % aktivitet. Det er altså nødvendigt med relative høje temperaturer i efterudrædnings- eller efterlagertrinet, såfremt opholdstiden er kort, for at få en hurtig omsætning af biomassen, og dermed indvinding af restgas.

I øvrigt henvises til modelafsnit, hvor efterudrædningsforløb er analyseret mere detaljeret modelmæssigt.

Effekt af temperaturstigning

På følgende grafer i figur 18, ses resultaterne af en række forsøg, der blev lavet, for at undersøge effekten af en temperaturstigning fra 15 °C til hhv. 37 og 54 °C efter nogen tid. Forsøget blev kørt for 2 termofile og 2 mesofile anlæg. Biomasse fra hovedreaktoren blev testet ved at inkubere ved procestemperatur og ved 15 °C. Efter ca. 1,5 måned blev glassene som var inkuberet ved 15 °C flyttet til deres tilsvarende procestemperatur.



Figur 18. Effekt af temperatur stigning. På graferne ses restpotentialet ved procestemperatur, 10 eller 15 °C, samt en stigning fra 10 eller 15 til hhv. 37 og 54 °C.

Som det fremgår af figur 18, har en inkubation ved 15 °C i 50 dage ikke deaktiverer bakterierne. Så snart temperaturen ændres til procesniveau hhv. 37 og 54 °C aktiveres metanproduktionen øjeblikkeligt og gasudviklingsraten er ofte hurtigere efter genopvarmning end ved efterudrødning umiddelbart efter hovedtrin.

For Snertinge og Studsgård, som er termofile anlæg, ses det, at en ændring til 37 og 54 °C giver næsten samme metanproduktion. Produktionen er lidt hurtigere og når umiddelbart et højere niveau ved 54 °C. Forskellen er ikke stor, og giver anledning til overvejelser for temperaturen i en evt. efterlagertank, som i princippet ligeså vel kunne være 37 °C i stedet for 54 °C. For Fangel og Revninge, som er mesofile anlæg, medfører en temperaturstigning fra 15 til 52 og 54 °C ikke en mærkbar ændring i metanproduktionen. Det gør derimod en ændring til 37 °C.

Forsøgene illustrerer at aktiviteten/mikrofloraen fra hovedprocessen består latent særdeles længe, og at den lave indvindingsrate ved lav temperatur skyldes, at floraen midlertidigt går i dvale, når temperatur ikke svarer til den temperatur mikroorganismene er formeret ved.

Den meget hastige indvinding ved genopvarmning af specielt termofilt udrådnat materiale tyder på, at der i den forudgående periode, ved lav temperatur, er foregået en hydrolysering uden samtidig metandannelse. I princippet ville man kunne optimere gasudbyttet ved varm udrådning ved at mellemlagre/sæsonlagre gyllen ved en forholdsvis lav temperatur (evt. uden overdækning/gasindvinding da metanudviklingen er beskeden) og lade hydrolyseringen "arbejde" over lang tid, forud for en kort genopvarmning lige før udbringning af gyllen. Om det ville kunne betale sig i praksis er dog tvivlsomt, da det vil være forbundet med en del omkostninger at genopvarme gyllen, og af transportmæssige grunde, ville det kun være praktisk for de anlæg, der har opført sæsonlagre i tilknytning til biogasanlægget.

Konklusion på undersøgelse for restpotentiale

I undersøgelsen er det fundet, at tabet i restgaspotentiale varierer fra ca. 3 % til ca. 27 % af den totale produktion. Det gennemsnitlige restpotentiale udgør omkring $4,2 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ biomasse, når denne forlader sidste trin med gasindvinding.

De anlæg som mister mest metan, har generelt et noget lavere indhold af gylle i biomassen, og dermed et større indhold af industriaffald og andet affald. Det skal også bemærkes, at disse anlæg, i gennemsnit, har en noget kortere opholdstid i lagertankene. Nærmere undersøgelser viser, at der er en klar sammenhæng mellem metantabet fra hovedreaktoren og opholdstiden. Når opholdstiden er lavere end ca. 15 døgn, ses et betydeligt resttab af metan fra hovedreaktoren. Der er desuden en svag tendens til, at mesofile anlæg mister mere metan end termofile anlæg.

Udrådningshastigheden er meget afhængig af udrådningstemperaturen. Generelt efterudrådning/-restgasindvinding fra termofile anlæg bør foregå ved mindst ca. 30 °C, og fra mesofile anlæg bør foregå ved en temperatur på mindst 25 °C, hvis ikke opholdstiden med gasopsamling skal være urimelig lang eller udbyttet af restgasindvinding marginalt.

Gasudvikling ved kolde temperatur synes at gå i stå. Inkubation ved kolde temperaturer (f.eks. 15 °C) deaktiverer ikke bakterierne. Så snart temperaturen ændres til procesniveau (37 eller 54 °C) aktiveres metanproduktionen øjeblikkeligt, og gasudviklingsraten er til tider hurtigere efter genopvarmning end ved efterudrådning umiddelbart efter hovedtrin. Hydrolysen fortsætter under kolde temperaturer. Dette resulterer i et højere metanpotentiale, når temperatur reetableres.

Model for restgas indvindingsaktivitet.

I forbindelse med et tidligere ”Projekt Efterlagergas 2001” under biogasopfølgingsprogrammet, udført på Thorsø Biogasanlæg af BWSC, blev der foretaget efterudrådninger fra et mindre antal anlæg, og i den forbindelse opstillet en analytisk efterudrædningsmodel som grundlag for kvantitativ dimensionering af efterudrædningsanlæg. I dette projekt blev der udledt omtrentlige dimensioneringsparametre for efterudrædningsprocesser baseret på efterudrædning ved hovedprocesstemperatur, samt påvist teoretiske fordele ved at anvende en seriekobling i kraft af en mere ensartet opholdstid. De fleste anlæg (når der ses bort fra seriekoblet efterudrædning på nogle få timer af veterinære/hygieniseringsmæssige grunde) er dog indrettet med efterudrædning/gasindvinding ved en temperatur der er lavere end hovedprocessen. Selv Lintrup, der principielt er indrettet som et egentlig serieudrædningsanlæg, køres ikke med helt samme temperatur i det seriekoblede trin, da dette kun er isoleret men ikke opvarmet. Der blev i ”Projekt Efterlagergas 2001” konstateret et kraftigt fald i efterudrædningsaktivitet med faldende udrædningstemperatur, men datagrundlaget var for spinkelt til at kvantificere effekten af efterudrædningstemperatur.

I dette projekt er udført betydeligt flere restgasudrædninger ved forskellige kontrollerede temperaturer. Det er derfor interessant at analysere disse mhp. at udvide anvendelsesområdet for den i ovennævnte projekt opstillede model. Det er primært kun prøver taget direkte fra hovedproces der er interessante i denne sammenhæng, da de repræsenterer indgangstilstanden til de forskellige efterudrædningskoncepter.

Modelresume

Den tidligere opstillede efterudrædningsmodel er en forholdsvis simpel to-trinsmodel hvor substrat i gyllen opdeles i en opløst og uopløst fraktion, primært repræsenterende VFA og partikulært materiale/fibre. Den uopløste fraktion skal først hydrolyseres for at omdannes til og passere det opløste trin.

Modellen er skitseret i nedenstående figur 19.

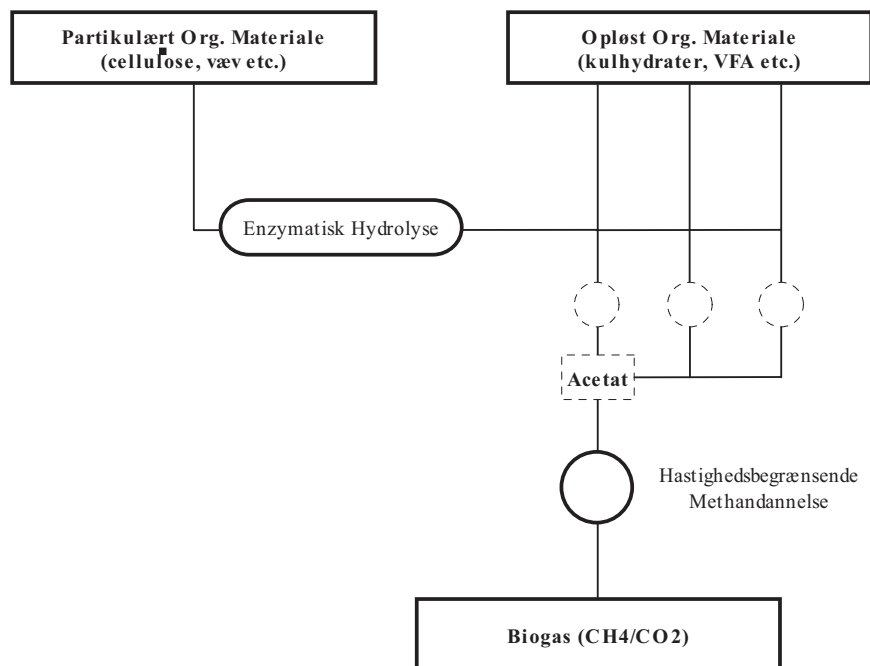


Fig. 19. To-trinsmodel for analytisk modellering af serieudrådning

Efterudrædningsmodel

Hydrolyseringen af partikulært materiale antages at foregå som en 1.ordens proces, hvor en bestemt andel af uopløst materiale hydrolyseres per tidsenhed.

Omsætningen af opløst materiale antages at forløbe efter Monod kinetik.

Ved en række antagelser/forenklinger, bl.a. at aktiviteten i efterudrædningen alene består af den aktivitet der er opbygget i hovedtrinet, er det muligt at opstille analytiske udtryk for omsætningseffektiviteten i et efterudrædningstrin som angivet nedenstående. For en nærmere gennemgang af modeldetaljer og anvendelse i.f.m. dimensionering og analyse af efterudrædningskoncepter henvises til slutrapport til "Projekt Efterlagergas 2001" projekt.

Batch efterudrådning

Beregning af omsætningseffektivitet i serieudrådningstrin:

$$\frac{B_2}{B_{02}} = \frac{[(s_1 + p_1) - (s_2 + p_2)]}{(s_1 + p_1)} =$$

$$= 1 - \frac{\left\{ \left[s_1 + p_1 \cdot \frac{r_p}{(r_p - r_s)} \right] \cdot \exp(-r_s \cdot t_{end}) - \left[p_1 \cdot \frac{r_s}{(r_p - r_s)} \cdot \exp(-r_p \cdot t_{end}) \right] \right\}}{(s_1 + p_1)}$$

$$r_s = \frac{D_1 \cdot x_1 \cdot Y_{s/x}}{s_1}$$

$$x_1 \cdot Y_{s/x} \approx \frac{B_{s,CH4}}{GVS}$$

hvor :

B2: **Opnået** biogas (eller metan) produktion i serieudrådningstrin (trin 2) [fx. m³/m³-biomasse]

B02: Biogas (eller metan) **potentiale** for serieudrådningstrin (trin 2) [fx. m³/m³-biomasse]

s: Koncentration af opløst **substrat** (VFA) [fx. g/l]

p: Koncentration af (omsætteligt) **partikulært** substrat [fx. g/l]

rs: **Omsætningsrate** for opløst **substrat** [fx. dag-1]

rp: **Omsætningsrate** af partikulært **substrat** [fx. dag-1]

t_{end}: **Portionsudrådningstid**

Indices : 1 = Trin1, 2 = Trin 2

I stedet for at angive substratkoncentrationer i f.eks. g/l kan det være praktisk at anvende biogaspotentiale for den pågældende substrattype i stedet (B02,s og B02,p som m³/m³-biomasse).

Hvis det totale potentiale er kendt eksperimentelt (f.eks. som m³/m³-biomasse) kan potentiale fra VFA beregnes og partikulært potentiale findes ved subtraktion.

For efterudrådning ved hovedprocestemperatur kan omsætningsraten for opløst substrat (VFA) bestemmes ud fra data for forudgående hovedudrådningstrin (trin 1), hvor:

- D: Fortyndingsrate [f.eks. dag⁻¹] = 1/HRT (HRT = hydraulisk opholdstid)
 x: bakteriekoncentration [f.eks. g/l]
 YS/X: substratforbrugskonstant (substratforbrug per masseenhed bakterie opbygget)

Da de sidste to størrelser sjældent er kendt, kan disse estimeres ud fra specifik biogasproduktion for hovedtrinet B_{spec,CH_4} (m³/m³-biomasse) og specifikt VS udbytte GVS (m³-CH₄/kg-VS).

Ved efterudrådning ved anden temperatur må aktiviteten antages at være lavere.

Til fit af udførte testudrådninger (for bestemmelse af omsætningsrater) er anvendt et lidt omskrevet udtryk, der også tager højde for "transportgas" dannet under prøveindhentning:

Metanproduktion(t) =

$$Transport\ biogas + VFA_{potentiale} \cdot (1 - \exp(-r_{VFA} \cdot t)) + \\ Partikel_{potentiale} \cdot (1 - \exp(-r_P \cdot t)) \cdot \left(1 - \frac{r_P}{r_{VFA} - r_P} \cdot \left(\frac{\exp(-r_P \cdot t) - \exp(-r_{VFA} \cdot t)}{1 - \exp(-r_P \cdot t)} \right) \right)$$

Da omsætningsraten for opløst substrat (r_{VFA}) her kun refererer til VFA, beregnes denne som ovenfor med:

$$x_1 \cdot Y_{s/x} \approx \frac{B_{s,CH_4}}{GVS} * 0.7$$

da kun typisk 70% af den totale metandannelse hidrører fra VFA/eddikesyre omsætning (og de resterende 30% fra brintomsætning).

Efterudrådning i kontinuerlig (CSTR) reaktor

I praksis foretages efterudrådning oftest i reaktorer/tanke med kontinuerlig ind- og udfødning.

For en sådan serieudrådning kan omsætningseffektiviteten beregnes jvnf. nedenstående ligninger, ved anvendelse af den fra portionsudrådningstests bestemte partikulære omsætningsrate.

$$s_2 = \frac{-b + \sqrt{b^2 - 4 \cdot a \cdot c}}{2 \cdot a}$$

$$a = \mu_{\max} - D_2$$

$$b = (D_2 - \mu_{\max}) \cdot \left[s_1 + p_1 \cdot \frac{r_p}{(D_2 + r_p)} \right] - D_2 \cdot k_s - \mu_{\max} \cdot x_1 \cdot Y_{s/x}$$

$$c = D_2 \cdot k_s \cdot \left[s_1 + p_1 \cdot \frac{r_p}{(D_2 + r_p)} \right]$$

$$\frac{B_2}{B_{02}} = \frac{[(s_1 + p_1) - (s_2 + p_2)]}{(s_1 + p_1)}$$

hvor (udover allerede definerede symboler):

μ_{\max} : maksimal væksthastighed for metandanner [dag^{-1}]

k_s : Mætningskonstant i Monod vækstrelation

Modelleringsresultater

De fleste restgasudrådninger foretaget i løbet af projektet på prøver udtaget direkte efter hovedproces er modelleret med ovenstående model.

For udrådninger foretaget ved hovedprocestemperatur er VFA omsætningsaktiviteten beregnet ud fra produktionsdata og VFA-analyse. Derefter er "best fit" restpotentiale og partikulær omsætningsrate fundet. For udrådninger foretaget ved en temperatur lavere end hovedprocestemperatur er restpotentiale antaget lig værdi fundet ved hovedprocestemperatur, men til gengæld er VFA-omsætningsaktiviteten fundet efter "best fit" princippet, sammen med den partikulære omsætningsrate.

Resultatet af ovenstående analyse for de enkelte undersøgte anlæg/tests er indeholdt i Appendix B. For nogle tests/anlæg er "best fit" foretaget på basis det indledende udrådningsforløb, i de tilfælde hvor det senere udrådningsforløb forekommer ulogisk, f.eks. påvirket af lækager med en faldende produktion. Dette ses når den beregnede gennemsnitsfejl er placeret før afslutning af

udrådningsforløb. Også restpotentialet er fundet som "best fit" værdi, hvilket ikke altid er det sidst registrerede eller højest registrerede potentiale, hvorfor der kan forekomme mindre afvigelser mellem de fundne restpotentiale ift. øvrige afsnit i denne rapport. Resultaterne er opsummeret i tabel 6 på efterfølgende side, opdelt i henholdsvis termofile og mesofile anlæg. "Best fit" aktiviteter ved reduceret temperatur er omregnet til procentværdi af "nominel" værdi fundet ved procestemperatur.

Det totale restpotentiale er opdelt i restpotentiale hidrørende fra VFA (beregnet efter VFA-analyse) og restpotentiale hidrørende fra partikulært materiale (= totalrestpotentiale minus VFA-restpotentiale).

Tabel 6. Resultatresumme af modelanalyse

Efterudrædningsmodel - Parameteranalyse
Prøver udtaget fra hovedprocestrin

Generelt		Hovedproces karakteristika					Model kalkulationer		Model fit		Relativ aktivitet ved reduceret efterudr. temp.						Bemærkninger					
Anlæg	Tidspunkt	Test temp. °C	Spec. CH4 prod. m3CH4/m3	VFA g/l	NH3+ NH4+ g/l	HRT dgn.	VFA activity m3/m3dag/(g/l)	Restpot. m3CH4/m3	VFA pot. m3CH4/m3	Part.pot. m3CH4/m3	Procestemp. rVFA 1/dag	37 °C VFA %	Part. %	Total %	25 °C VFA %	Part. %	20 °C VFA %	Part. %	15 °C VFA %	Part. %	Bemærkninger	
Termofile anlæg																						
Snerlinge	Mar. 2002	55	30,3	0,19	3,23	20,0	5,59	5,90	0,083	5,81	12,79	0,020			16,0%	65,0%	64,3%	23,5%	24,6%	15,3%	Modelfitt uafh. af VFA aktivitet	
Ribe	Mar. 2002	55	16,25	0,22	2,84	11,0	4,70	7,30	0,096	7,14	10,77	0,031			3,4%	48,4%	47,8%	19,7%	19,4%	3,5%	Usikker VFA aktivitetsbestemmelse	
Fliskov	Apr. 2002	55	26,5	0,30	3,25	9,1	6,80	8,00	0,090	7,91	22,66	0,036	0,6%	83,3%	82,4%	1,6%	27,8%	27,5%	0,1%	1,1%		
Blåhøj	Sep. 2002	55	34,3	2,34	3,05	14,5	0,71	9,00	1,300	7,70	1,28	0,050			5,5%	26,0%	23,0%	15,8%	15,7%	0,3%		
Lintrup	Sep. 2002	55	18,9	0,30	2,95	13,80	3,19	5,40	0,141	5,26	6,80	0,062			100,0%	12,9%	15,2%	0,1%	2,3%	0,0%		
Studsgård	Sep. 2002	55	43,1	0,21	2,05	19,1	7,53	7,50	0,122	7,38	12,95	0,082			100,0%	13,4%	14,8%	100,0%	1,8%	4,3%	Modelfitt uafh. af VFA aktivitet	
Blaabjerg	Mar. 2003	55	20,3	1,25	2,82	19,2	0,59	3,00	0,746	2,10	0,990	0,066			8,1%	54,5%	42,4%	19,7%	15,1%	15,1%		
Fliskov	Mar. 2003	55	26,8	0,69	2,53	10,1	2,70	2,50	0,207	2,29	8,990	0,027			2,5%	163,0%	149,7%	25,9%	23,8%	0,9%	Usædvanlig høj partikulær aktivitet	
Lemvig	Mar. 2003	55	30,2	0,21	2,34	15,5	6,50	4,40	0,087	4,31	15,72	0,037			1,1%	56,8%	55,7%	0,4%	15,7%	15,4%		
Lintrup	Mar. 2003	55	20,7	0,12	2,72	13,6	8,88	8,10	0,044	8,06	24,09	0,023			0,4%	52,2%	51,9%	0,2%	1,3%	1,3%		
Sinding	Mar. 2003	55	49,8	0,03	1,71	20,1	57,90	9,50	0,013	8,77	134,90	0,148			1,3%	41,7%	38,1%	1,1%	14,4%	14,4%	Meget lavt VFA niveau => høj VFA akt.	
Vegger	Mar. 2003	55	60,4	1,34	2,63	12,1	2,60	7,10	0,597	6,11	5,86	0,036			0,4%	2,4%	2,4%	0,3%	4,2%	3,8%		
Blaabjerg	Jun. 2003	55	17,9	1,25	3,81	15,4	0,65	8,26	0,746	7,51	1,09	0,128										
Fliskov	Oct. 2003	55	25,8	0,69	3,27	9,2	2,84	1,50	0,207	1,29	9,46	0,070										
Lintrup	Aug. 2003	55	20,7	0,38	3,48	14,3	2,66	5,02	0,173	4,85	5,85	0,044										
Snerlinge	Oct. 2003	55	36,6	1,21	?	26,8	0,79	0,76	0,528	0,23	1,82	0,520										
Gennemsnit			29,9	0,67	2,85	15,2	7,16	5,83	0,324	5,42	17,25	0,086	0,6%	83,3%	82,4%	20,0%	47,0%	44,4%	33,5%	19,7%	19,9%	Usædvanlig høj partikulær aktivitet
Gennemsnit, excl. abnormale							3,78				9,41	0,057				4,0%	36,5%	34,8%	0,4%	19,7%	19,9%	
Mesofile anlæg																						
Hashøj	Mar. 2002	37	44,1	4,80	3,64	19,90	0,32	13,50	2,280	11,08	0,68	0,070			61,0%	25,7%	31,7%	21,0%	10,0%	11,9%		
Fangel	Mar. 2003	37	25,9	0,44	4,55	20,5	2,01	8,00	0,209	7,71	4,22	0,022			80,0%	77,3%	77,3%	2,7%	45,5%	44,3%		
Revninge	Sep. 2002	35	19,4	1,97	3,08	76,9	0,09	4,88	0,974	3,91	0,18	0,040			100,0%	42,5%	54,0%	2,7%	45,5%	44,3%		
Århus (m)	Nov. 2003	37	24,5	0,13	3,61	20,9	0,82	2,60	0,058	2,54	1,85	0,046			100,0%	42,5%	54,0%				Modelfitt uafh. af VFA aktivitet	
Hashøj	Jul. 2003	37	40,8	0,95	6,05	19,9	1,51	5,20	0,451	4,75	3,18	0,069										
Gennemsnit			30,9	1,66	4,19	31,6	0,95	6,84	0,794	6,00	2,02	0,049			80,3%	48,5%	54,3%	11,9%	27,7%	28,1%		
Gennemsnit, excl. abnormale															70,5%	48,5%	54,3%	11,9%	27,7%	28,1%		
Notes:																						
VFA angivet som g/l regnet som Acetat																						
Restpotentiale er potentiale bestemt ved test ved processtemperatur																						
VFA biogaspotentiale er beregnet som Bushvel potentiale efter GC VFA analyse. Partikulært potentiale er beregnet som resterende potentil på basis heraf, dog min. 0 hvis VFA pot. > totalt restpot.																						
Værdier som anses for abnormale er mærket med fed skrifttype																						

Som det ses hidrører restgaspotentialet i overvejende grad fra partikulært materiale, for termofile anlæg gennemsnitligt ca. 93 % og for mesofile anlæg gennemsnitligt ca. 88 %.

Dvs. restpotentialer i udrådningsmateriale fra hovedproces hovedsageligt skyldes utilstrækkelig opholdstid for hydrolysering af partikulært materiale, hvilket stemmer overens med den almene antagelse at hydrolyse er den udbyttebegrænsende faktor, medens VFA-omsætning er den hastighedsbegrænsende faktor, som bestemmer maksimal belastning for en stabil proces.

I de tilfælde hvor VFA-potentialet er meget lille i forhold til det totale potentiale, kan det være vanskeligt ved modellering at bestemme "best fit" omsætningsraten for oplæst materiale. Derfor forekommer der tilfælde ved reduceret udrådningsstemperatur hvor VFA-aktiviteten er urealistisk høj. I et enkelt tilfælde (Snertinge, okt. 2003) forekommer også den "best fit" bestemte omsætningsrate for partikulært materiale urealistisk høj. Resultater der anses for "abnormale" er i tabel 6 markeret i fed type og holdt uden for beregnet "kvalificeret gennemsnit".

I de fleste tilfælde opnås dog rimelig logiske og konsistente resultater, samt relativt gode modelfit af de faktiske udrådningsforløb (se appendix B). Modellen synes kvalitativt i stand til at beskrive udrådningsforløb med både stor initial gasudvikling (klassisk asymptotisk indvinding) og forløb med langsommere gasudvikling, inkl. tilfælde hvor en meget lav VFA-omsætningsrate resulterer i en indledende "lag fase", hvor gasudvikling først tager fat når hydrolysering har skabt grundlag (forhøjet VFA-niveau) for en hurtigere metandannelse.

Resultatgennemgang og diskussion

Udrådning ved procestemperatur

Den vigtigste parameter for dimensionering af seriel udrådning ved procestemperatur er den partikulære omsætningsrate (r_p). Som det fremgår af tabel 6 synes den gennemsnitlige værdi for termofile anlæg at være $0,057 \text{ dag}^{-1}$ eller 5,7 % per dag, hvilket svarer til at 67 % hydrolysering opnås efter 17,5 dage ved batchudrådning. Den gennemsnitlige værdi dækker dog over temmelig store variationer fra ca. 2 % til 15 % per dag (excl. en enkelt abnormal værdi). For mesofile anlæg bestemmes en noget lavere gennemsnitlig værdi på 4,9 % per dag (eller relativt ca. 86 % af termofilt niveau) svarende til 67 % hydrolysering efter 20,4 dage. Også den mesofile gennemsnitsværdi dækker dog over forholdsvis store variationer (2,2 – 7,0 % per dag).

VFA-aktiviteten eller VFA-omsætningsraten (r_{VFA}) er af mindre betydning ved procestemperatur, da den som regel er rigeligt stor til at holde trit med hydrolyseringen og den initiale VFA-mængde

som regel er forholdsvis lille. Variationerne i VFA-aktivitet er temmelig store med et gennemsnitligt højere niveau for termofile anlæg. Det er endvidere svært at vurdere de enkelte anlæg ud fra deres beregnede VFA-aktivitet, da denne i høj grad afhænger af den tilførte biomasses gaspotentiale, som der jvnf. specifik produktion per m^3 biomasse er stor variation i. Under antagelse af klassisk Monod kinetik burde udløbssubstrat-koncentrationen (VFA) være uafhængig af tilført substratkoncentration og alene afhænge af opholdstid. For ensartet opholdstid burde beregnet VFA-aktivitet derfor være direkte proportional med specifik biogas produktion. Der er dog ikke nogen indlysende sammenhæng mellem VFA-aktivitet, opholdstid og specifik biogasproduktion, hvilket vidner om at udløbs VFA niveau er bestemt af mange andre faktorer. På trods af ovennævnte forekommer VFA aktiviteten for Blåhøj, Blaabjerg og Snertinge, usædvanligt lav (med værdier under $1 \text{ m}^3\text{-CH}_4/\text{m}^3\text{-reaktor/dag}$ per g/l VFA). VFA-aktiviteten (som talstørrelse) hænger sammen med et forholdsvis højt VFA-niveau, set i forhold til opholdstid og produktion, men kunne tyde på, at VFA-niveauet er højt fordi den metandannende bakteriekultur er hæmmet. Alle tre anlæg ligger i den højere ende mht. ammoniumbelastning, hvilket formentligt er en af årsagerne. Der er dog andre anlæg med tilsvarende ammonium niveau som ikke har en usædvanlig lav VFA-omsætningsaktivitet, så der er sandsynligvis også andre forhold der spiller ind.

Udrådning ved reduceret temperatur

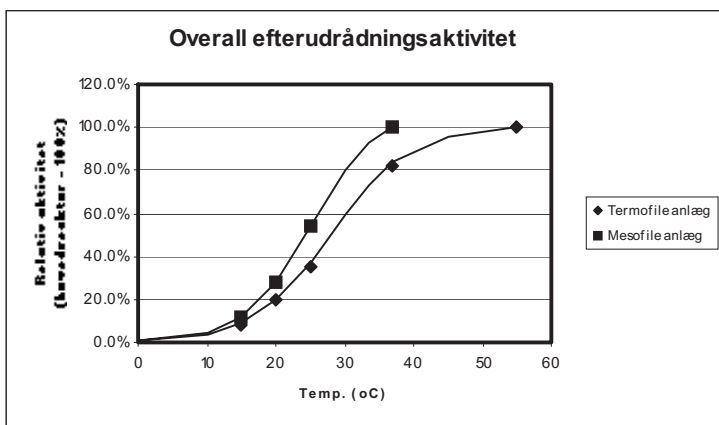
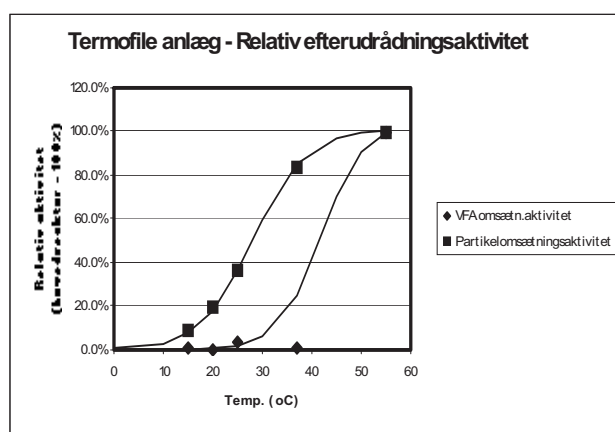
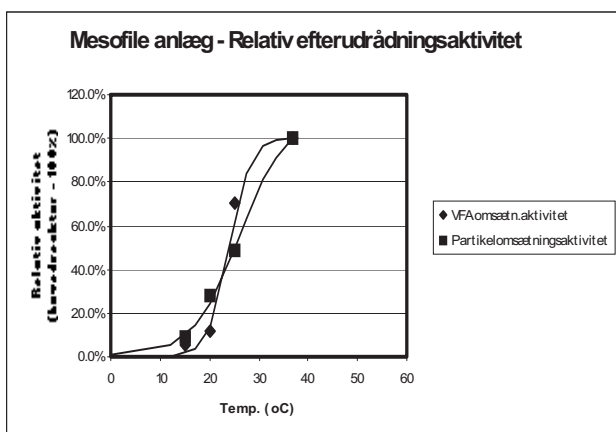
Også resultaterne for relativ VFA og partikulær omsætningsaktivitet ved reduceret udrådnings-temperatur er interessante.

Der er lavet mange udrådnings ved 25 og 15 °C, nogle ved 20 °C og en enkelt ved 37 °C for et termofilt anlæg.

De gennemsnitlige resultater er opsummeret i nedenstående tabel 7 samt efterfølgende figurer 19 og 20.

Tabel 7. Relativ aktivitet ved reduceret efterudrådningstemperatur.

Temperatur/aktivitetsresume			
Termofile anlæg			
Temp. (°C)	VFA aktivitet	Partikel aktivitet	Total aktivitet
55	100.0%	100.0%	100.0%
37	0.6%	83.3%	82.4%
25	4.0%	36.5%	34.8%
20	0.4%	19.7%	19.9%
15	1.0%	8.7%	8.5%
Mesofile anlæg			
Temp. (°C)	VFA aktivitet	Partikelaktivitet	Totalaktivitet
37	100.0%	100.0%	100.0%
25	70.5%	48.5%	54.3%
20	11.9%	27.7%	28.1%
15	5.4%	8.8%	11.7%


Figur 19. Total efterudrædningsaktivitet som funktion af temperatur

Figur 20. Relativ VFA og partikulæraktivitet for termofile og mesofile anlæg.

Som det fremgår, sker der en forholdsvis kraftig reduktion i omsætningsaktivitet så snart temperaturen sænkes ift. hovedprocestemperatur.

Ved temperaturer under ca. 20 °C er omsætningen meget langsom, og biomassens restpotentiale kræver særdeles lang tid for at komme til udtryk. Især VFA-aktiviteten går næsten i stå ved lavere temperaturer, særligt for termofile processer, hvilket i princippet er positivt da det betyder at emissionen af metan fra sæsonlagre under danske forhold er beskeden indtil udbringning på mark, på trods af ganske store restpotentialer efter biogasbehandling. Det betyder dog samtidigt at restgasindvinding på anlæg ikke har den store udsigt til at være særlig virksom med mindre der tilsikres en vis minimumstemperatur og tilstrækkelig opholdstid.

Desværre er de fleste anlæg ikke i stand til pålideligt at måle udbyttet fra efterlager gasindvindingssystemer, men der er sandsynligvis anlæg hvor bidraget fra efterlagre med overdækning/indvinding er meget beskedent, selv om det stadig kan være fornuftigt ud fra en lugtmæssig vurdering at foretage indvinding.

For termofile anlæg synes VFA aktiviteten at lide mest ved temperaturfald, hvilket burde give sig udtryk i stigende VFA niveau i efterlagertanke uden tilhørende metandannelse.

For mesofile anlæg synes faldet i aktivitet mere balanceret, dog stadig med højere hydrolyseringsrate and metandannelse ved meget lave temperaturer.

For at opnå en ”fornuftig” afgasningsaktivitet (ca. 50 %) i efterlagre tyder resultater på at der skal sikres en temperatur for mesofile processer på mindst ca. 25 °C, medens der for termofile processer bør sikres en temperatur på min. ca. 30 °C.

Modelanvendelse

Med de opnåede resultater/analyser er der nu bedre grundlag for kvantitativt at dimensionere og evaluere serieudrådning og efterlager-gasindvindingssystemer, herunder at vurdere balance mellem temperaturreduktion, opvarmning og omkostning ved etablering af forskellige koncepter.

For en nærmere gennemgang af modelanvendelse henvises til den indledningsvist nævnte rapport ”Projekt Efterlagergas 2001”.

Indholdsfortegnelse:

Appendix A: Beskrivelse af biogasanlæg samt resultater for VFA og restpotentiale	1
Lintrup biogasanlæg	2
Lemvig biogasanlæg	6
Blåbjerg biogasanlæg	8
Vegger biogasanlæg	11
Hashøj biogasanlæg	16
Sinding-Ørre biogasanlæg	19
Århus biogasanlæg	21
Snertinge biogasanlæg	24
Revninge biogasanlæg	27
Blåhøj biogasanlæg	29
Ribe biogasanlæg	32
Studsgård biogasanlæg	34
Vaarst Fjellerad biogasanlæg	37
Vester Hjermitzlev biogasanlæg	39
Fangel biogasanlæg	41
Nysted biogasanlæg	43
Thorsø biogasanlæg	46
Appendix B: Data fra model-simulering	48
Appendix C: Artikler	76

Appendix A: Beskrivelse af biogasanlæg samt resultater for VFA og restpotentiale

I det følgende ses de samlede resultater opnået for hvert enkelt anlæg. Anlæggene Hodsager og Davinde er ikke med i undersøgelsen. Alle data og informationer er enten resultater af egne undersøgelser og laboratorium analyser, eller oplyst af anlæggene efter henvendelse per mail eller telefon.

I følgende præsentation af data for både VFA-niveau og restgaspotentiale på danske fællesanlæg, skal følgende bemærkes: De to undersøgelser er lavet separat, og for hver undersøgelse er den anvendte biomasse karakteriseret.

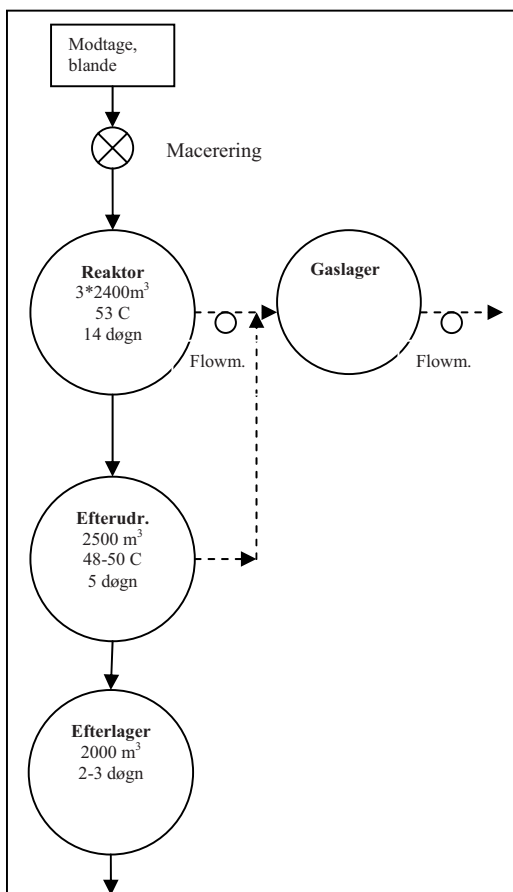
Lintrup biogasanlæg



Lintrup biogasanlæg i Sønderjylland er opført i 1989-1990 (af Krüger-Bigadan) og blev ombygget i 1999 fra et mesofilt til et termofilt anlæg, for at forøge biogasproduktionen. Anlægget køres som en seriel proces med en hovedreaktor og en, senere etableret, efterudrådningstank, som er isoleret men ikke opvarmet, og er derfor nogle grader køligere end hovedreaktoren.

Den anvendte biomasse er hovedsagelig kvæg- og svinegylle, slagteriaffald og industriaffald, som bl.a. er organiske fraktioner fra fiske-, fødevare- og medicinalindustrien.

Procesbeskrivelse



Inden biomassen pumpes ind i hovedreaktoren neddeles den i mindre stykker. I reaktorerne nedbrydes biomassen termofilt ved en procestemperatur på ca. 53 °C og med en opholdstid på omkring 14 døgn. Efter hovedudrådningen pumpes biomassen til en efterudrådningstank, hvor nedbrydningen forsættes i ca. 4-5 døgn ved en procestemperatur på 48 °C. Til sidst oplagres biomassen 2-3 døgn i en ikke opvarmet efterlagertank (25 °C). Biogassen opsamles fra hovedreaktoren og efterudrådningstanken (stiplet linie), og føres til kraftvarmeværket i Rødning, hvor gassen udnyttes til at producere elektricitet og varme.

Hovedreaktor	53° C
Efterudrådning	48° C
Efterlager	25° C
Opholdstid	14 + 5 + (2-3)
Gasopsamling	Reaktor og efterudrådning
Reaktor kapacitet	7200 m ³
Biomasse pr. år	172.000 m ³
Biogas/ biomasse	36,2 m ³ /m ³ (aug. 2003)

Figur 1. Flow-diagram for Lintrup biogasanlæg.

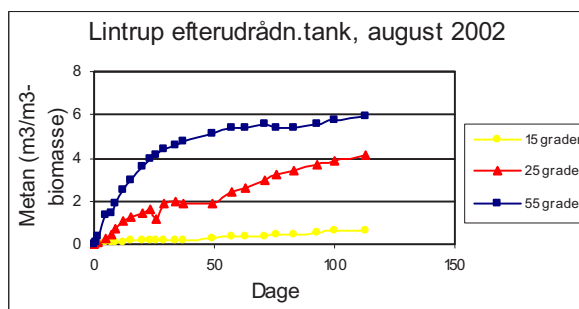
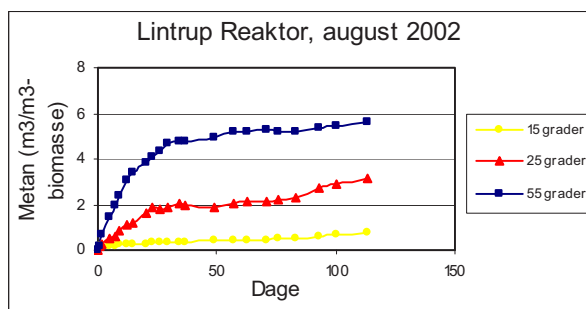
Tabel 1. Procesdata for Lintrup biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

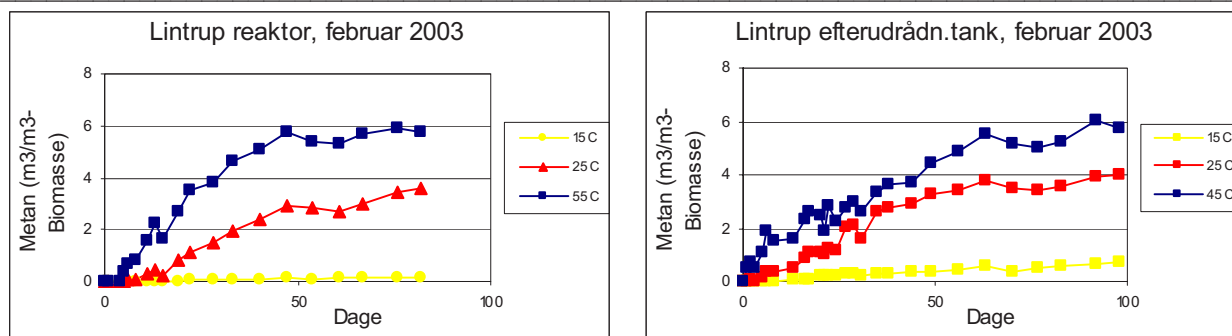
Afgasset biomasse fra anlægget i Lintrup har været undersøgt i 3 omgange, som det fremgår af nedenstående tabel; August 2002 (rapporteret februar 2003), marts 2003 (rapporteret august 2003) og august 2003 (rapporteret januar 2004), hvor prøver er udtaget fra hovedreaktoren, efterudrådningstanken og efterlagertanken og er, ved forskellige temperaturer, blevet inkuberet og testet for restgas. Af tabellen ses, hvor biomassen, til forsøgene, er udtaget fra, ved hvilke forsøgstemperaturer biomassen er udrådnet og det dertil svarende, målte restpotentiale. Herudover opgives anlæggets gasproduktion den pågældende måned, hvor meget metan anlægget taber i forhold til det praktisk opnåelige potentiale (anlægsproduktion + det største målte restpotentiale fra sidste gasopsamlingsled), samt data for biomassesammensætning, VFA-niveau, ammonium og VS (volatile solids).

Tabel 1. Forsøgsdata for Lintrup biogasanlæg. Det er antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total-VFA. Bemærk: der opsamles ikke gas fra lager, kun reaktor- og efterudrådningstank.

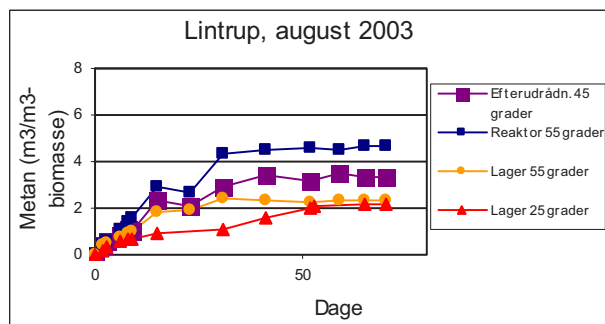
Rap- port	Prøve udtag	Biomasse fra:	Forsøgs temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm (g/l)	TS /VS %
Feb. 2003	Sep. 2002	Reaktor	15	1,0	27,5 (biogas) 17,3 CH₄	25,8	Kvæggel: 53 Svinegl: 47 Slakteri: Industri.:	0,3	2,95	- /2,67
			25	3,1						
			55	6,0						
		Efterudr	15	0,5				0,2	3,12	- /2,63
			25	4,0						
			55	6,0						
Aug. 2003	Feb. 2003	Reaktor	15	0,3	28,2 (biogas) 17,8 CH₄	25,2	Kvæggel: 46 Svinegl: 30 Slakteri: 13 Industri.: 11	0,1	2,72	- /3,45
			25	3,5						
			55	6,0						
		Efterudr	15	0,5				1,1	2,88	- /3,32
			25	4,0						
			45	6,0						
Jan. 2004	Aug. 2003	Reaktor	55	4,5	36,2 (biogas) 22,8 CH₄	12,6	Kvæggel: 43 Svinegl: 33 Slakteri: 13 Industri.: 11	0,4	3,48	5,12 /2,82
		Efterudr	45	3,3				0,6	3,21	5,06 /2,63
			25	2,0				0,4	3,34	5,38 /2,62
		Lager	55	2,3				0,7	3,44	5,4 /2,83



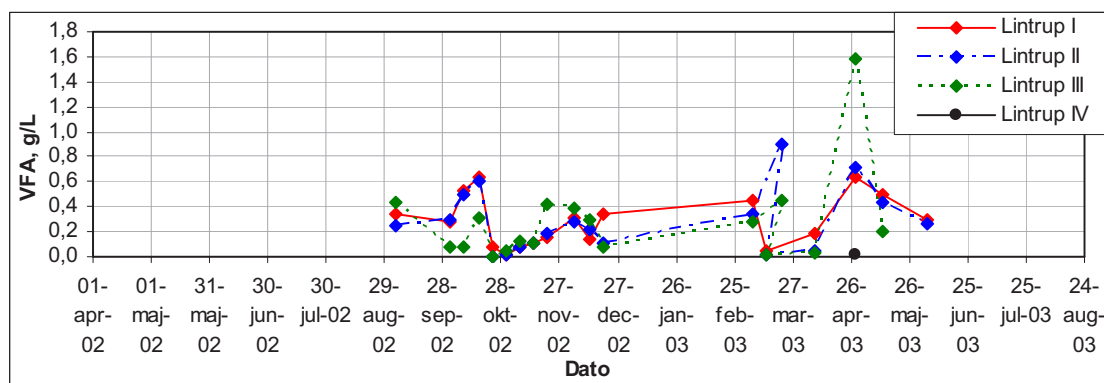
Figur 2. Restpotentiale opnået ved tre forskellige temperaturer for Lintrup reaktor og efterudrådningstank. Biomassen blev udtaget i september 2002.



Figur 3. Restpotentiale opnået ved tre forskellige temperaturer for Lintrup reaktor og efterudrådningstank. Biomassen blev udtaget i februar 2003.



Figur 4. Restpotentiale for Lintrup reaktor, efterudrådningstank og lager. Biomassen blev udtaget i august 2003.



Figur 5. VFA-niveau for Lintrup biogasanlæg.

Bemærkninger:

Lintrup biogasanlæg har i perioden kørt med et forholdsvis lavt VFA niveau, med værdier generelt indenfor 0 – 0,7 g/l, på nær enkelte moderate og kortvarige toppe.

Restgasportentiale er bestemt i 3 omgange. De to første gange (august 2002 og februar 2003) er konstateret et forholdsvis højt resttab, ca. $6 \text{ m}^3\text{-CH}_4/\text{m}^3$ svarende til et tab på ca. 25 %. Resttab (og gasudviklingsforløb) er ens for hovedreaktorer og efterudrådningstank, hvilket tyder på at gasudviklingen i efterudrådningstanken har været meget beskeden.

I august 2003 er resttabet væsentlig reduceret, til $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^3$ efter hovedtrin og $3,3 \text{ m}^3/\text{m}^3$ fra efterudrådningstank. Det skal bemærkes at sidstnævnte er bestemt ved 45°C (modsat de to første gange), men da restgasudviklingen synes at have nået maksimum, kunne dette tyde på en forbedret funktion af

efterudrådningstank. Samtidig er anlæggets specifikke produktion væsentlig højere i august 2003, højere end reduktion i resttab, hvilket tyder på at tilført biomasse er steget i kvalitet.

Der er ikke i analyseværdier nogen klar indikation af årsag til forbedring i udrådningseffektivitet. VFA og ammoniumniveau er nogenlunde konstant over perioden.

Lemvig biogasanlæg

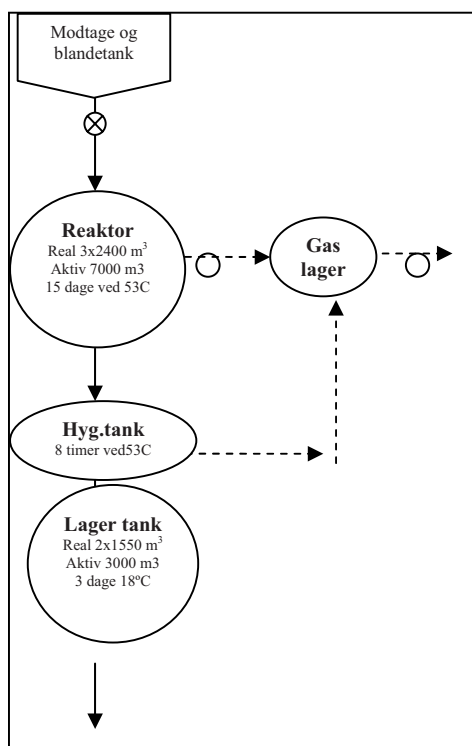


Biogasanlægget i Lemvig er opført i 1991-92 af BWSC. Det er, sammen med Lintrup, det største biogasanlæg i Danmark og et af de største

gyllebaserede biogas-anlæg i verden. Andelshaverne i selskabet er de lokale gylle-leverandører, og anlægget modtager biomasse fra omkring 80 bedrifter. Biomassen udgøres af svine- og kvæggylle, mejeriprodukter, mavetarmindhold og andet industriaffald.

Procesbeskrivelse

Der er, på anlægget, anlagt en opbevaringstank til slagteriaffald, gylle og spildevandsslam. Yderligere er der en doseringstank til organisk affald. Biomassen neddeles og samles i reaktorerne, hvor det nedbrydes



ved en termofil procestemperatur på 53 °C. Den afgassede biomasse føres igennem et hygiejniseringsstrin, hvor der er garanteret en opholdstid på 8 timer ved en temperatur på min. 52 °C. Herfra ledes biomassen efter varmeveksling videre til en lagertank, hvor den ligger, ca. 3 døgn, indtil den kan bringes tilbage til leverandørerne. Der opsamles gas fra både reaktortanken og hygiejniseringsstanken. Fra gaslageret føres biogassen videre til et kraftvarmeværk i Lemvig by.

Hovedreaktor	53° C
Efterudrødning	53° C
Efterlager	Ca. 18° C (ikke opvarmet)
Opholdstid	15 dgn. + 8 timer + (3 dgn.)
Gasopsamling	Reaktor og hyg.tank
Reaktor kapacitet	7600 m ³
Biomasse pr. år	165.000 m ³
Biogas/biomasse	51,6 m ³ /m ³ (mar. 2003)

Figur 1. Flow-diagram for Lemvig biogasanlæg.

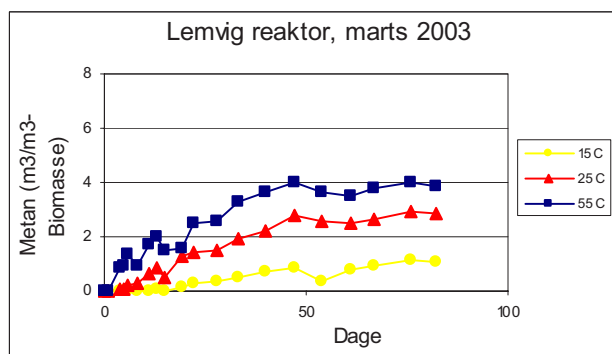
Tabel 1. Procesdata for Lemvig biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

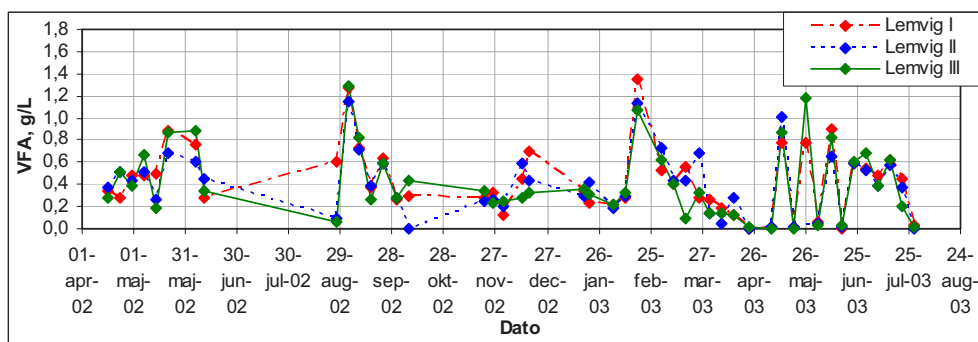
Afgasset biomasse fra Lemvig har været med i en undersøgelse rapporteret i august 2003. Den anvendte biomasse stammer fra marts måned 2003, og er udtaget fra hovedreaktoren. Da der ikke er målt restpotentiale på biomasse fra hyg. tanken, som er sidste led, hvor der opsamles gas, er den max. praktiske produktion, og dermed tabet beregnet på basis af restpotentiale fra hovedreaktoren. Det antages at gasindvindingen fra hygiejniseringsstanken, hvor opholdstiden er 8 timer, ikke gør den store forskel på anlæggets faktiske gasproduktion.

Tabel 2. Forsøgsdata for Lemvig biogasanlæg. Det er antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total -VFA.

Rapport	Prøve udtag	Biomasse fra:	Forsøgs-temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/VS %
Aug. 2003	Mar. 2003	Reaktor	15 25 55	1,0 3,0 4,0	51,6 biogas 32,5 CH₄	11,0	Kvæggel: 36 Svinegl: 27 Mejeriprod. 15 Mavetarm. 10 Indust.aff. 12	0,2	2,34	- /3,24



Figur 2. Restpotentiale for Lemvig hovedreaktor. Biomassen blev udtaget i marts 2003.



Figur 3. VFA-niveau for Lemvig biogasanlæg.

Bemærkninger:

Lemvig har i perioden kørt med et generelt forholdsvis lavt VFA-niveau, som svinger indenfor området 0 – 1,0 g/l, med enkelte moderate toppe over dette niveau.

Resttab er kun bestemt en enkelt gang, og er i middelklasse.

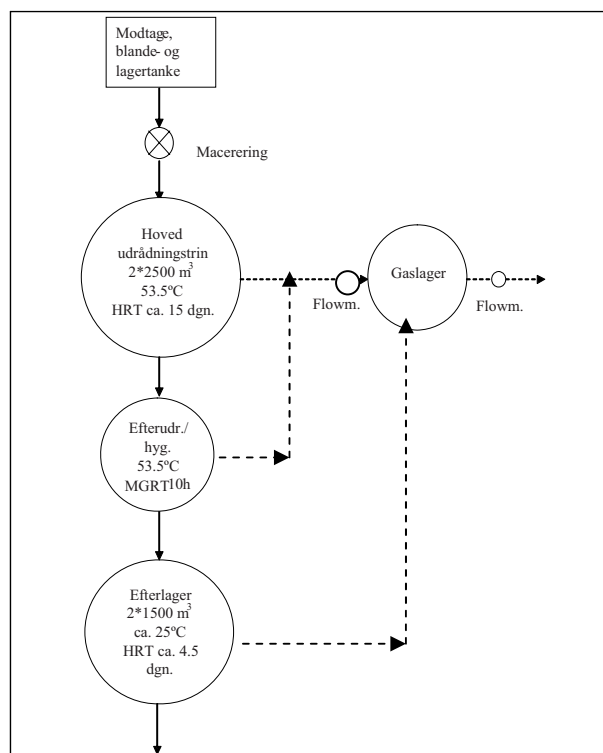
Blåbjerg biogasanlæg



Biogasanlægget Blåbjerg i Vestjylland er opført i 1995-96 af BWSC. Andelshaverne i selskabet er de lokale gylleleverandører. På Blåbjerg biogasanlæg anvendes hovedsagligt gylle, slagteriaffald og spildevandslam.

Der er mulighed for fraseparering af en del af fiberfraktionen i udrådnets biomasse for evt. afbrænding for varmeproduktion.

Procesbeskrivelse



Figur 1. Flowdiagram for Blåbjerg biogasanlæg.

Før biomassen ledes ind i hovedreaktoren neddeles den. Hovedprocessen har en temperatur på ca. 53,5 °C og en opholdstid på ca. 15 døgn. Derefter bliver biomassen ført til en buffertank (hygiejniserings-, -holdetank) som har samme temperatur som hovedreaktoren. Her er opholdstiden 10 timer. Til sidst køles biomassen og føres til ikke-opvarmede efterlagertanke, hvor biomassen holdes gennemsnitligt 4-5 døgn. På Blåbjerg biogasanlæg opsamles gas fra alle trin (se stiplede linier i fig.).

Hovedreaktor	53,5° C
Efterudrådnings	53,5° C
Efterlager	Ca. 25° C
Opholdstid	15 dgn. + 10 timer + 4-5 dgn.
Gasopsamling	Reaktor + efterudrådn. + lager
Reaktor kapacitet	5000 m ³
Biomasse pr. år	120.000 m ³
Biogas/ biomasse	28,0 m ³ /m ³ (juni 2003)

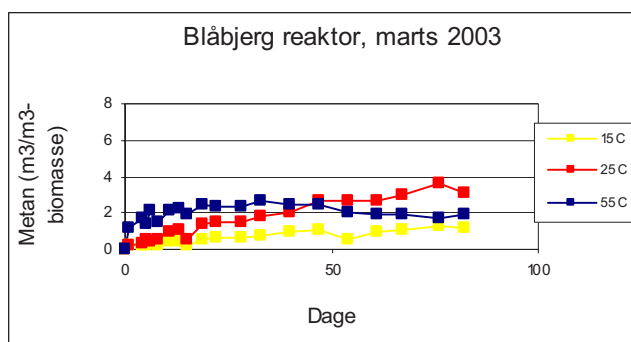
Tabel 1. Procesdata for Blåbjerg biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

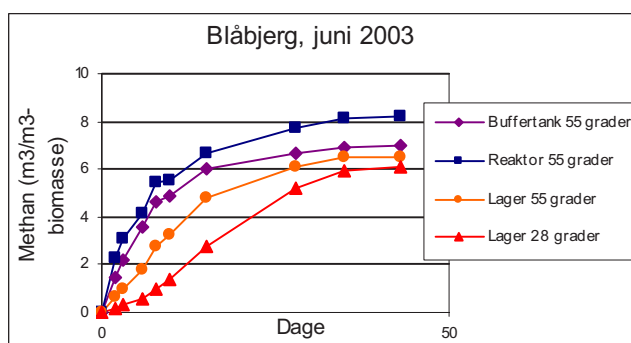
Biomasse fra Blåbjerg biogasanlæg er blevet testet i to omgange. I marts 2003 blev der udtaget biomasse fra hovedreaktoren, som blev testet for restgas ved tre forskellige temperaturer. Dette blev rapporteret i august 2003. I juni 2003, rapporteret i januar 2004, blev der udtaget biomasse fra både reaktor, buffertank og efterlagertank, som blev testet ved to forskellige temperaturer. I nedenstående tabel ses en oversigt over de to undersøgelser med relevante data.

Tabel 2. Forsøgsdata for Blåbjerg biogasanlæg. Det er antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total-VFA. Tabet er beregnet ud fra total, optimal produktion (anlægsprod. + restpot. fra lager).
Bemærk: Der kan ikke beregnes et tab fra reaktoren for marts 2003, da der ikke er fundet et restpotentiale fra lageret, som er sidste gasopsamlingssted.

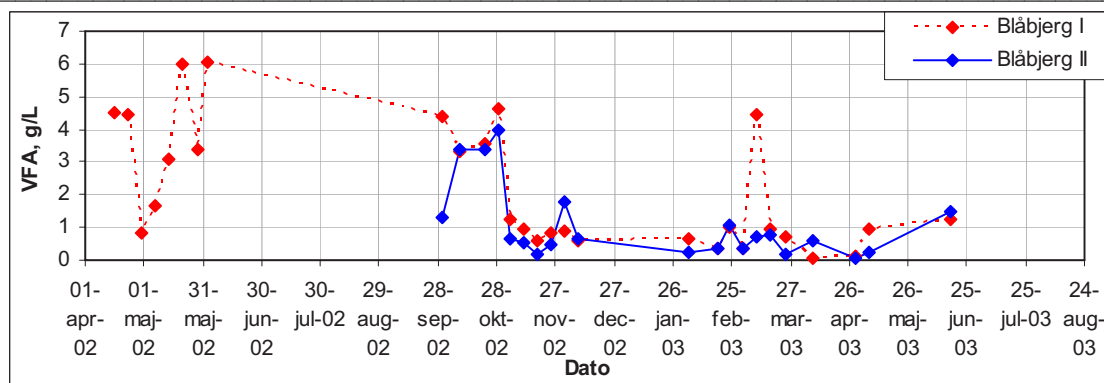
Rap- port	Prøve udtag	Biomasse fra:	Forsøgs- temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/VS %
Aug. 2003	Mar. 2003	Reaktor	15 25 55	1,0 1,9 2,8	26,0 biogas 16,4 CH₄	?	Kvægggl: 53 Svinegl: 22 Fiskeaff.: 7 Industri: 18	-	2,82 tot: 4,81	- / 3,0
Jan. 2004	17/6 2003	Reaktor Buffer Lager	55 55 25 55	8,1 7,0 6,0 6,5	28,0 biogas 17,6 CH₄	36,5 27,0	Kvægggl: 46 Svinegl: 17 Fiskeaff. 15 Industri 22	1,25 0,59 1,74 1,48	3,81 tot: 6,11	5,74 /1,74



Figur 2. Restpotentiale for Blåbjerg hovedreaktor målt for biomasse fra marts 2003.



Figur 3. Restpotentiale for Blåbjerg hovedreaktor og lager målt for biomasse fra juni 2003.



Figur 4. VFA-niveau på Blåbjerg biogasanlæg.

Bemærkninger:

VFA niveau er registreret temmelig højt, generelt ca. 5 g/l, indtil starten af nov. 2002. Herefter har anlægget ”skiftet tilstand” og siden kørt med et forholdsvis lavt VFA niveau under 1 g/l på nær enkelte kortvarige toppe. Processkiftet formodes at skyldes ophør af modtagelse af Mucosa.

Restgaspotentiale og detailanalyser er udført to gange, begge gange dog efter VFA overvågningsperiode, hvorfor analyser ikke kan bidrage til at belyse konkret årsag til processkift.

De to resttabsbestemmelser er temmelig forskellige. I marts 2003 bestemmes et forholdsvis moderat resttab fra hovedreaktorer på $2,8 \text{ m}^3\text{-CH}_4/\text{m}^3$. I juni 2003 er dette steget til $8,1 \text{ m}^3/\text{m}^3$. Det bemærkes at ammoniumniveau er væsentlig højere i juni 2003, og at andelen af fiskeaffald også er væsentlig større i juni 2003, hvilket meget vel kan være to sider af samme sag, og en del af forklaringen på et højere resttab i juni 2003.

Restgasforløb i anden testserie (hvor der er udtaget prøver flere steder i processen) indikerer en vis indvinding fra udpumpningsbuffertanke, ca. $1 \text{ m}^3\text{-CH}_4/\text{m}^3$, hvor gyllen opholder sig ca. 10 + 5 timer ved fuld procestemperatur. Dette stemmer fint med forløbet af reaktorprøven, hvor der opnås ca. $2 \text{ m}^3/\text{m}^3$ på ét døgn. Til gengæld indikeres en yderst beskeden indvinding fra efterlager, hvor opholdstiden typisk er ca. 5 døgn, men ved lavere temperatur.

Den forholdsvis hurtige gasproduktion opnået fra efterlagerprøve ved 25°C (sammenholdt med andre anlæg og reaktorprøve fra marts 2003) kunne tyde på at der i efterlagrene er etableret en selvstændig kultur med lavere temperaturoptimum.

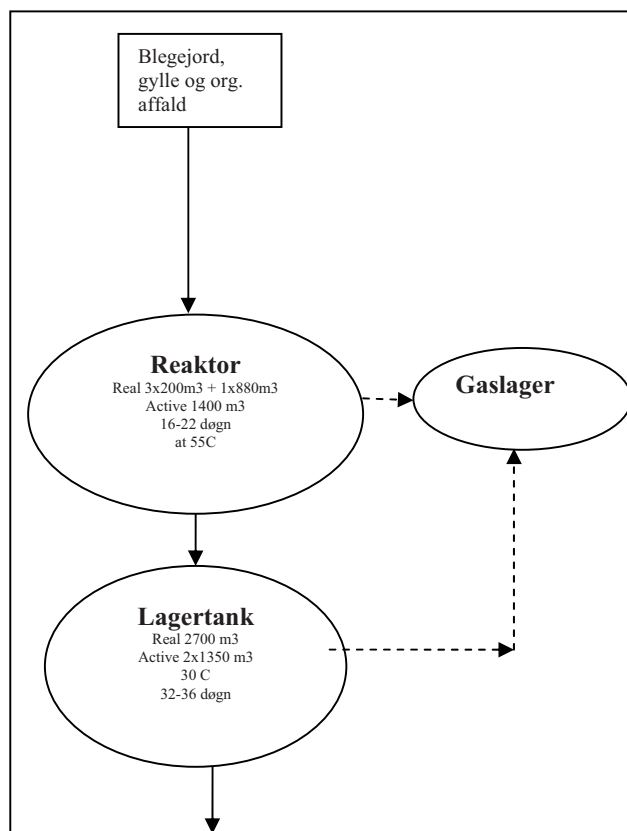
På basis af de foreliggende data synes processtabiliteten noget svingende, hvilket måske skyldes uregelmæssige (sæson eller kampagnebetonede) leverancer af industriaffald, herunder fiskeaffald.

Vegger biogasanlæg



Biogasanlægget Vegger, i Nordjylland, blev anlagt som et pilotprojekt i 1985-86. Driftsvanskeligheder medførte imidlertid en større ombygning fra 1988-91. Anlægget ejes og drives af Vegger Energiselskab. Biomassen som anvendes på anlægget, består, udover gylle, af madaffald, blegejord og affald fra fiskeindustrien.

Procesbeskrivelse



Figur 1. Flowdiagram for Vegger biogasanlæg.

I hovedreaktorerne nedbrydes biomassen ved en termofil procestemperatur på 55 °C med en opholdstid på 16-22 døgn. Den udviklede biogas opsamles i gaslageret, hvorfra det føres videre til et kraftvarmeværk, der udnytter det til varme- og elektricitetsproduktion. Den afgassede biomasse ender i en lagertank, hvor den resterende biogas bliver opsamlet og overført til kraftvarmeværket. Biomassen opbevares i lagertanken 32-36 døgn, inden den transporteres tilbage til leverandørerne.

Hovedreaktor	55° C
Efterlager	30° C
Opholdstid	16-22 + 32-36
Gasopsamling	Reaktor og lager
Reaktor kapacitet	1400 m ³
Biomasse pr. år	22.000 m ³
Biogas / biomasse	93,7 m ³ /m ³ (feb. 2004)

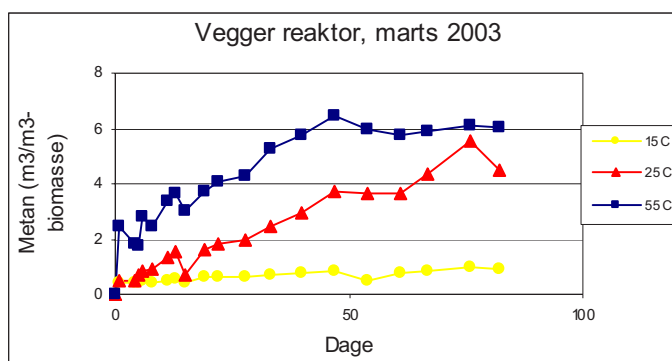
Tabel 1. Procesdata for Vegger biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

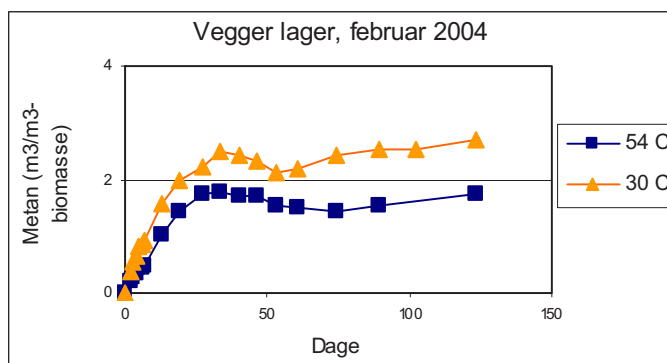
Vegger biogasanlæg har været med i to undersøgelser vedr. restpotentialet og VFA niveau. I marts 2003 blev der lavet forsøg med materiale fra hovedreaktoren (rapporteret i august 2003) og i februar 2004 blev der lavet forsøg fra efterlageret (rapporteret i juli 2004).

Tabel 2. Forsøgsdata for Vegger biogasanlæg. Antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total-VFA. Der kan ikke beregnes et tab fra marts 2003, da der ikke er målt restpotentiale fra lageret, som er sidste gasopsamling.

Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/VS %
Aug. 2003	Mar. 2003	Reaktor	15 25 55	1,0 5,5 6,0 (6,5)	92 biogas 58 CH₄		Kvæggf.: 70 Madaff.: 12 Fiskeaff.: 18	1,34	2,63	- /3,15
Juli 2004	Feb. 2004	Lager	30 54	2,7 1,8	93,7 biogas 59,0 CH₄	4,4	Gylle: 80 Mavetm.: 1 Industri: 19	0,59	3,1	5,41/2,99



Figur 2. Restpotentiale fra Vegger reaktor. Biomassen er udtaget til analyse i marts 2003.



Figur 3. Restpotentiale for Vegger lagertank. Biomassen er udtaget i februar 2004.

Bemærkninger:

Det forholdsvis store restgaspotentiale fundet i efterlager ved 30 oC (større end fundet ved hovedprocestemperatur) kunne tyde på at der i efterlageret er etableret en selvstændig kultur med lavere temperaturoptimum.

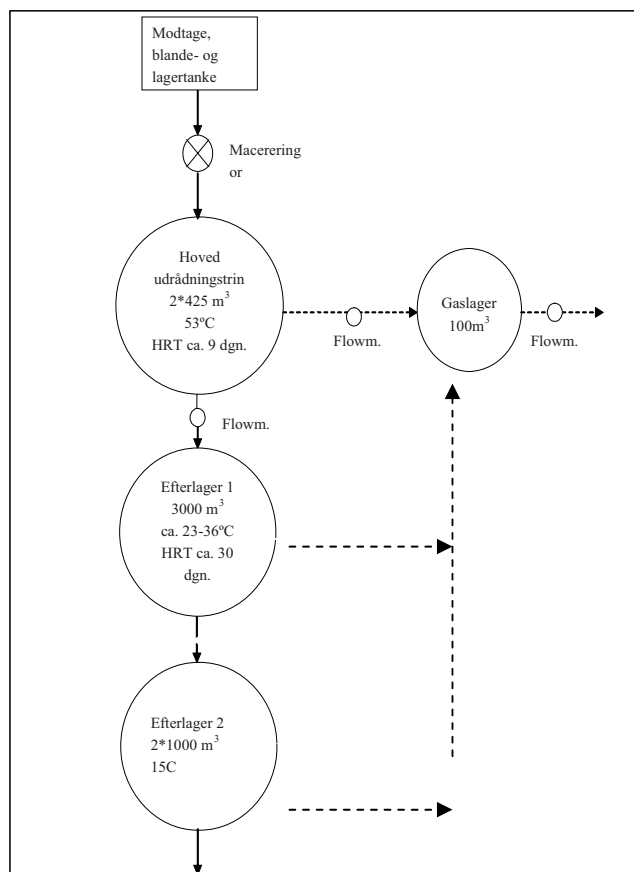
Ellers ingen særlige bemærkninger.

Filskov biogasanlæg



Biogasanlægget Filskov i Midtjylland, er opført i 1995 af Niras og ejes af Filskov Energiselskab. Anlægget tilføres hovedsagligt svine- og kvæggylle, slagteriaffald fra fjerkræproduktion, mavetarmindhold og slagteriaffald fra svineproduktion.

Procesbeskrivelse



Der er anlagt to opbevaringstanke til henholdsvis gylle og mavetarmaffald samt en til organisk affald. De forskellige affaldstyper samles i reaktoren, hvor de nedbrydes ved en termofil procestemperatur på 53 °C. Opholdstiden i hovedreaktoren er 9 - 11 døgn, herefter ledes biomassen over i en efterudrådningstank, hvor temperaturen svinger mellem 23 – 36 °C og opholdstiden er 30 døgn. Til sidst opbevares biomassen i en efterlagertank ved ca. 15 °C, til den bliver afhentet. Der er biogasindsamling fra hovedreaktoren og fra de følgende 2 efterlagre.

Hovedreaktor	53° C
Efterlager1	23 - 36° C
Efterlager2	15° C
Opholdstid	9 + 30 + ca. 20 døgn
Gasopsamling	Reaktor og lager1
Reaktor kapacitet	850 m ³
Biomasse pr. år	30.000 m ³
Biogas / biomasse	42 m ³ /m ³ (okt. 2003)

Figur 1. Flowdiagram for Filskov biogasanlæg.

Tabel 1. Procesdata for Filskov biogasanlæg.

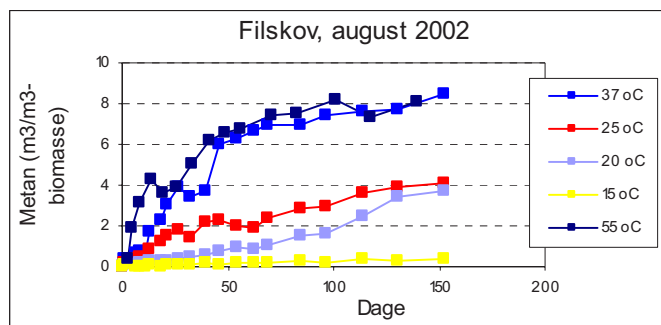
Forsøg - restpotentiale

Filskov biogasanlæg har været med i tre undersøgelser vedr. restpotentialet og VFA niveau. I august 2002 og marts 2003 blev der lavet forsøg med materiale fra hovedreaktoren (rapporteret i februar og august 2003), og i oktober 2003 blev der lavet forsøg med biomasse fra reaktoren og de to efterlagre (rapporteret i januar 2004).

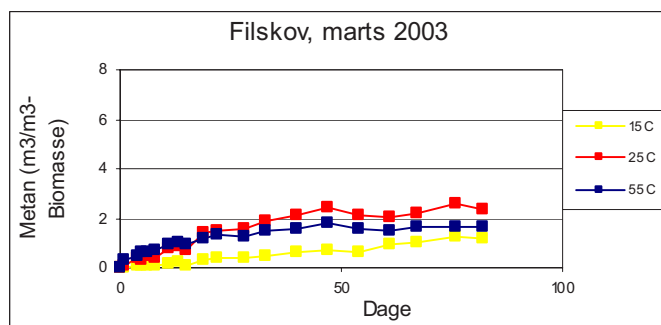
Tabel 2. Forsøgsdata for Filskov biogasanlæg. Det er antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total-VFA. Den totale, optimale produktion og tabet i procent kan kun beregnes hvor der er målt restpotentiale

Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/VS %
Feb. 2003	Aug. 2002	Reaktor	15 20 25 37 55	0,5 3,8 4,0 8,5 8,0	42 biogas 26,5 CH₄	?	Gylle: 77 Industri: 23	0,3	3,25	4,46 / 1,23
Aug. 2003	Mar. 2003	Reaktor	15 25 55	1,2 2,5 1,7	45,5 biogas 28,7 CH₄	?	Kvæggl: 53 Slakteri: 14 Fjerk.flot: 28 Andet: 5	-		
Jan. 2004	1. okt 2003	Reaktor Efterudr Lager	55 37 20	0,8 0,8 0,8	42,0 biogas 26,5 CH₄	2,9	Kvæggl: 52 Slakteri: 16 Fjerk.flot: 25 Andet: 7	0,7 0,2 0,5	3,27 3,58 2,90	4,67 / 3,16 2,77 / 1,74 3,25 / 2,13

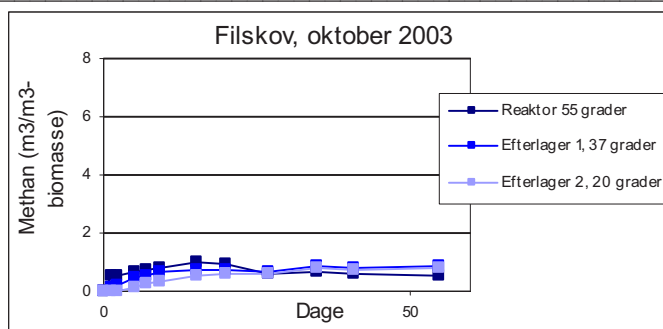
fra lageret, som er sidste trin, hvor der opsamles gas.



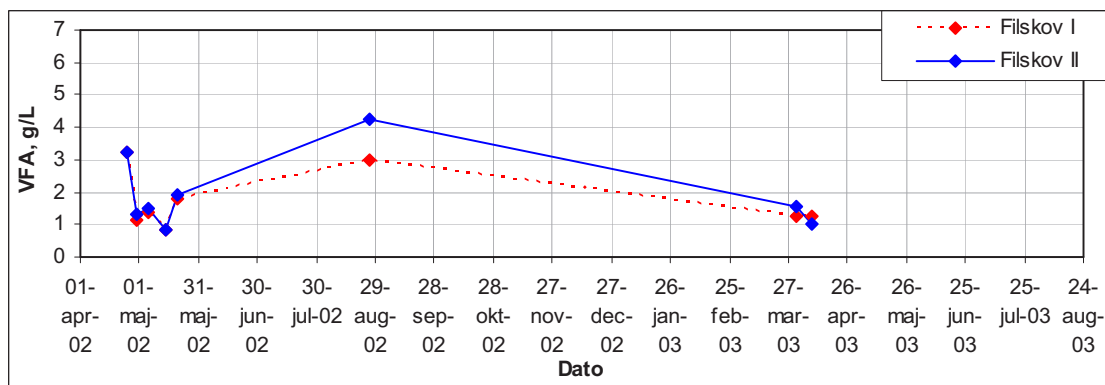
Figur 2. Restpotentiale for Filskov reaktor, hvor biomassen blev udtaget i august 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Filskov reaktor, hvor biomassen blev udtaget i marts 2003.



Figur 4. Restpotentiale for Filskov reaktor og efterlagre. Biomassen blev udtaget i oktober 2003.



Figur 5. VFA-niveau for Filskov biogasanlæg.

Bemærkninger:

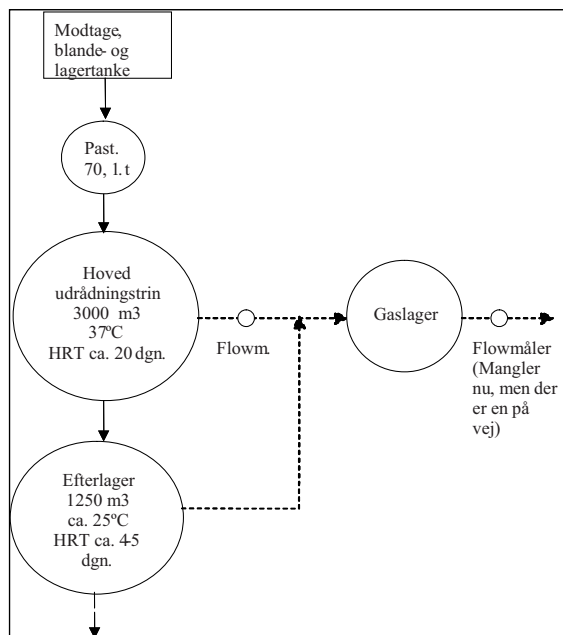
Anlægget synes i perioden at have kørt med moderat højt og svingende VFA niveau (1-4 g/l), selv om prøver ikke er modtaget i længere perioder.

Restgaspotentiale er bestemt 3 gange, og der er stor forskel på resultater med en faldende tendens hen over perioden. Analyseverdier giver ikke nogen klar indikation af årsag. Det bemærkes at der de sidste to gange er tilført forholdsvis store mængder fjerkræ flotationsslam.

Hashøj biogasanlæg

Hashøj biogasanlæg på Sydsjælland har været online siden 1994 og blev bygget af Krüger Ltd. Anlægget behandler, udover svine- og kvæggylle, mavetarmaffald fra slagterier, flotations- og fedtslam, affald fra medicinalindustrien, affald fra Taffel Food og fiskeaffald.

Procesbeskrivelse



Inden biomassen udrådnes i hovedreaktortrinnet pasteuriseres den ved 70 °C i 1 time. Hovedprocessen har en temperatur på ca. 37 °C og en opholdstid på 20 døgn. Efterlageret har en temperatur på ca. 30 °C og en gennemsnitlig opholdstid på ca. 4-5 døgn. På Hashøj biogasanlæg indvindes gas fra hovedreaktoren og fra efterlageret.

Past. tank	70° C
Hovedreaktor	37° C
Efterlager	Ca. 25° C
Opholdstid	20 + 4-5 døgn
Gasopsamling	Hovedreaktor + lager
Reaktor kapacitet	3000 m ³
Biomasse pr. år	57.000 m ³
Biogas / biomasse	62 m ³ /m ³ (jul. 2003)

Figur 1. Flowdiagram for Hashøj biogasanlæg.

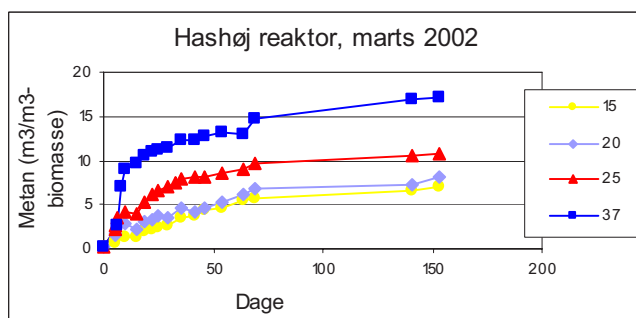
Tabel 1. Procesdata for Hashøj biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

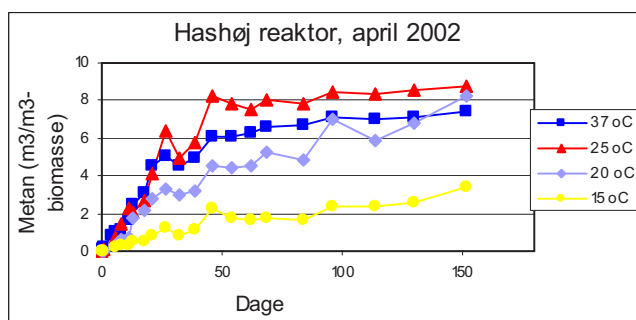
Biomasse fra Hashøj biogasanlæg har været undersøgt tre gange: Marts 2002, august 2002 og juli 2003, rapporteret i hhv. juli 2002, februar 2003 og januar 2004.

Tabel 2. Forsøgsdata for Hashøj biogasanlæg. Det er antaget at 63 % af biogassen er metan. Den angivne værdi for VFA er total-VFA. Den totale, optimale produktion og tabet i procent kan kun beregnes hvor der er målt restpotentiale fra lageret, som er sidste trin, hvor der opsamles gas.

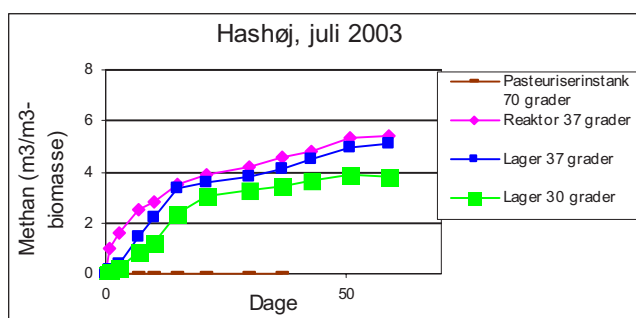
Rapport	Prøve udtaget	Biomasse fra:	Forsøgs-temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm (g-N/l)	TS/ VS %
Juli 2002	Marts 2002	Reaktor	15 20 25 37	6,2 7,2 9,5 15,0	70,0 biogas 44,1 CH₄		Svinegl: Kvæggl: Mavet.sl: Flot.slam.: Andet:	4,8	3,6	6,69 /4,60
Feb. 2003	april 2002	Reaktor	15 20 25 37	3,9 8,5 9,0 7,5	63,0 biogas 39,7 CH₄		Svinegl: 39 Kvæggl: 17 Mavet.sl: 16 Flot.slam: 15 Andet: 13	6,9	-	-
Jan. 2004	15. juli 2003	Past. tank Reaktor Lager	70 37 30 37	- 5,6 3,9 5,2	62,0 biogas 39,0 CH₄	11,8	Svinegl: 35 Kvæggl: 17 Mavet.sl: 15 Flot.slam: 9 Andet: 24	6,51 6,95 1,30 0,91	- 6,05 5,40 5,31	7,13 / - 4,58 /1,57 4,05 / - 4,21 /1,53



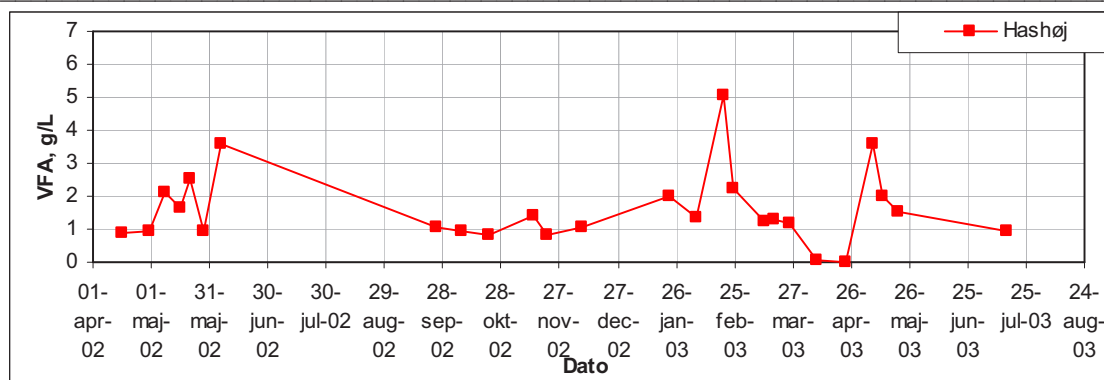
Figur 2. Restpotentiale for Hashøj reaktor. Biomassen er udtaget i marts 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Hashøj reaktor. Biomassen er udtaget i april 2002.



Figur 4. Biomasse fra Hashøj pasteuriseringstank, hovedreaktor og lager. Biomassen blev udtaget i juli 2003.



Figur 5. VFA-niveau for Hashøj biogasanlæg, april 2002 til august 2003.

Bemærkninger:

Anlægget har i perioden kørt med et temmelig moderat til højt, og temmelig svingende VFA niveau.

Restpotentiale er bestemt i tre omgange. Restpotentialet har været temmelig højt, men dog tilsyneladende faldende i løbet af perioden.

De foreliggende data synes ikke at give nogen forklaring på dette fald. Umiddelbart synes ammoniumindhold at være steget, bedømt ud fra reaktorprøve, men de meget svingende ammoniumværdier for prøver udtaget forskellige steder i juli 2003 kunne tyde på at ammoniumanalyser ikke er troværdige.

Udrådningsforløb for prøver juli 2003 udtaget fra hhv. reaktor og lagertank indikerer at indvindingen fra efterlagertanken, hvor gyllen er ca. 25 °C, er beskeden, ca. 0,4 m³-CH₄/m³.

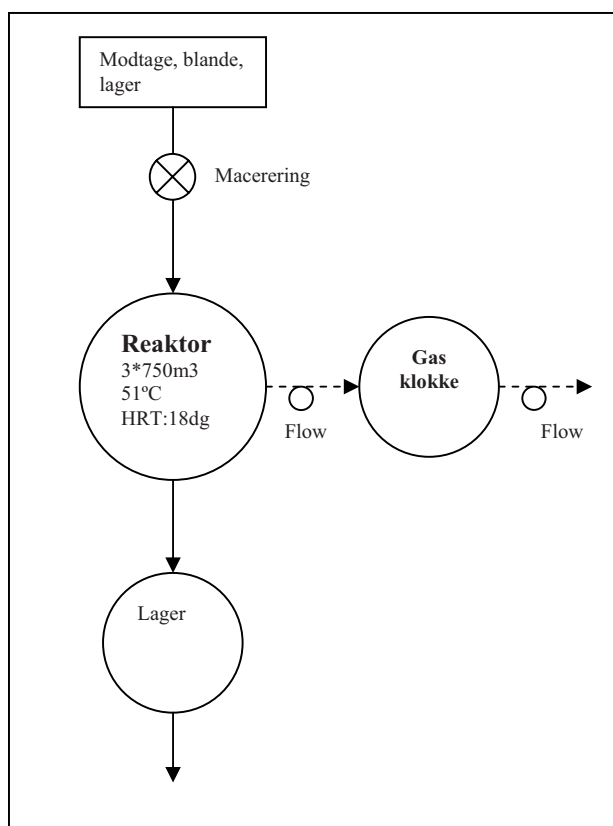
Sinding-Ørre biogasanlæg

Biogasanlægget Sinding-Ørre i Midtjylland er opført i 1987-88 og drives af Hernings Kommune



Værker. 90 % af den producerede biogas føres til et kraftvarmeværk i Herning, hvor det udnyttes til el- og varmeproduktion. De resterende 10 % benyttes på anlægget til procesopvarmning. På anlægget behandles svine- og kvæggylle, slagteriaffald og blegejord, samt en mindre del flotationsslam og div. Industriaffald.

Procesbeskrivelse



Inden biomassen overføres til hovedreaktoren bliver den neddelte i mindre fraktioner. Udrådningen i reaktoren sker ved en termofil procestemperatur på 51 °C med en opholdstid på ca.18 døgn. Herefter overføres biomassen til lagertanken. Der opsamles biomasse fra hovedreaktoren.

Hovedreaktor	51° C
Efterlager	?
Opholdstid	18 døgn + ?
Gasopsamling	Hovedreaktor
Reaktor kapacitet	2250 m ³
Biomasse pr. År	50.000 m ³
Biogas / biomasse	78,9 m ³ /m ³ (mar. 2003)

Tabel 1. Procesdata for Sinding-Ørre biogasanlæg.
Baseret på oplysninger fra marts 2003.

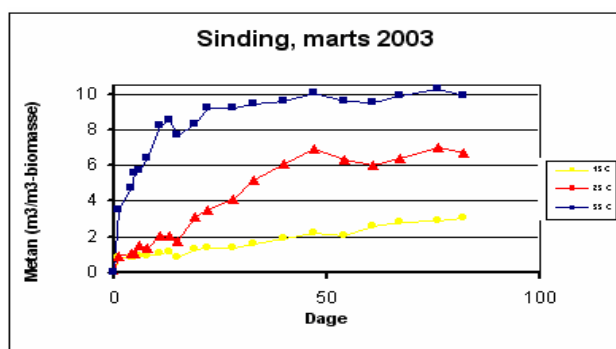
Figur 1. Flowdiagram for Sinding-Ørre biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

Biomasse fra Sinding-Ørre biogasanlæg har været undersøgt en gang i marts 2003, rapporteret i august 2003, hvor der blev udtaget prøver fra hovedreaktoren, som blev testudrådnat ved tre forskellige temperaturer.

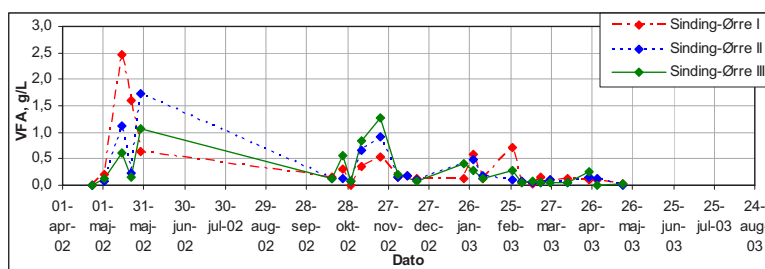
Tabel 2. Forsøgsdata for Sinding-Ørre biogasanlæg. Det er antaget, at 63 % af den producerede biogas er metan. Den angivne værdi for VFA er total VFA.

Rapport	Prøve udtag	Biomasse fra:	Forsøgs-temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod.	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	VS %
Aug. 2003	Mar. 2003	Reaktor	15 25 55	3,0 7,0 10,5	78,9 biogas 49,7 CH₄	17,44	Svinegl: 52 Kvæggel: 20 Slagteri: 11 Blegejord: 17	0,1	1,71	- /4,57



Figur 2. Restpotentiale for Sinding-Ørre reaktor. Biomassen er udtaget i marts 2003.

Der produceres 20,3 % mere biogas ved 55° C end ved procestemperatur 51° C.



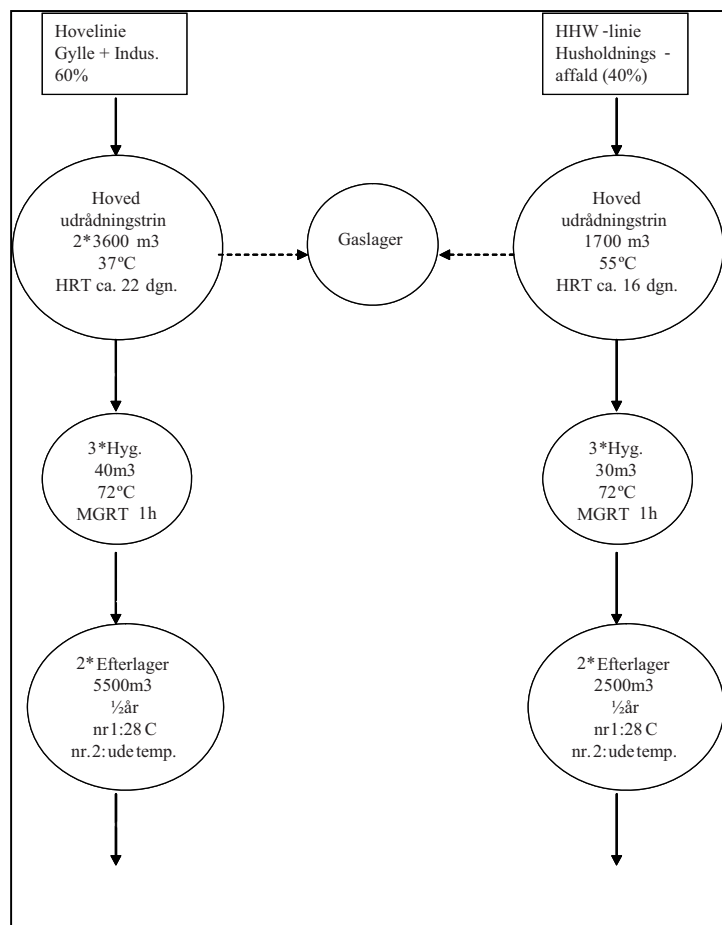
Figur 3. VFA-niveau på Sinding-Ørre biogasanlæg.

Bemærkninger:

Sinding-Ørre synes i starten af perioden at have kørt med et forholdsvis højt og svingende VFA niveau. Fra slutningen af 2003 er der dog sket en mærkbar forbedring, og VFA niveau er faldet et et meget lavt niveau. Resttab er opgjort én gang i marts 2003, dvs. i perioden med meget lavt VFA niveau. Der er fundet et temmelig højt resttab, som næsten står i skærende kontrast til det meget lave VFA niveau. Den specifikke produktion er meget høj (blandt de tre højeste af de undersøgte anlæg), hvilket formentlig skyldes den store mængde blegejord tilsat processen. Det høje resttab uden samtidigt højt VFA niveau kan tolkes som at processen efterlader en del omsætteligt partikulært materiale urørt, måske fordi der er en rigelig forsyning af lettere omsætteligt materiale, eller en uomsæt oliefraktion fra blegejorden. Desværre er der ikke udført lipidanalyse på Sinding prøven, som ellers ville kunne pege på hvilken af ovenstående typer resttab der er tale om.

Århus biogasanlæg

Procesbeskrivelse



Århus biogasanlæg har to proceslinier som vist i nedenstående figur. I hovedlinien, som er mesofil, behandles gylle og industriaffald. I HHW- linien behandles husholdningsaffald ved en termofil proces.

Efter hovedreaktoren ledes biomassen igennem en hygiejniseringstank, hvor temperaturen er 72 °C og opholdstiden 1 time. Herefter opbevares den afgassede biomasse i lagertanke i op til et halvt år, hvorefter den bliver afhentet og brugt som gødning. Der opsamles kun gas fra hovedreaktorerne.

Hovedreaktor	37° C
Hyg. tank	72° C
Efterlager	28° C
Opholdstid	16(t) – 22(m) dg(+ 1 t + ½ år)
Gasopsamling	Hovedreaktor
Reaktor kapacitet	7200 m ³
Biomasse pr. år	137.000 m ³
Biogas / biomasse	35,9 m ³ /m ³ (mar. 2004)

Tabel 1. Procesdata for Århus biogasanlæg. Opholdstiden er 16 døgn for den termofile linie og 22 døgn for den mesofile linie.

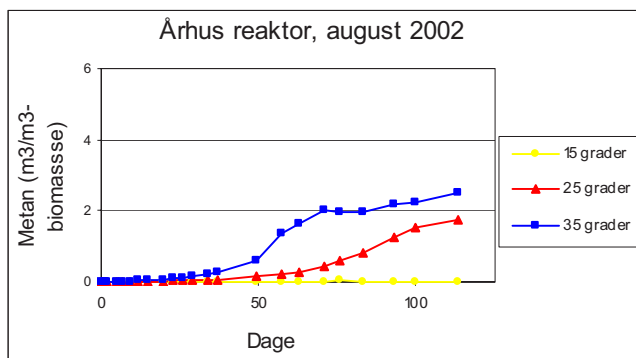
Figur 1. Flowdiagram for Århus biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

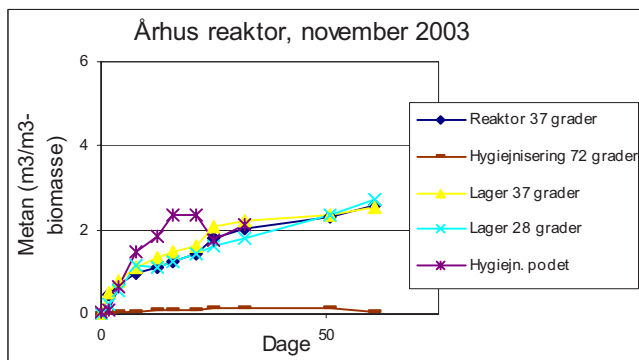
Biomasse fra Århus er undersøgt af tre omgange. I august 2002, november 2003 og sidst i marts 2004. Prøverne er udtaget fra hovedlinien, altså den mesofile proces, hvor der behandles industriaffald og gylle. Dog i marts 2004 fra begge linier. Der er ikke opgivet et egentligt tab for Århus hovedlinie for august 2002 og november 2003, da det er den samlede faktiske anlægsproduktion for begge linier, der rapporteres fra anlæggene.

Tabel 2. Forsøgsdata for Århus biogasanlæg. Der regnes med at biogassen indeholder 63 % metan. De opgivne værdier er for total-VFA.

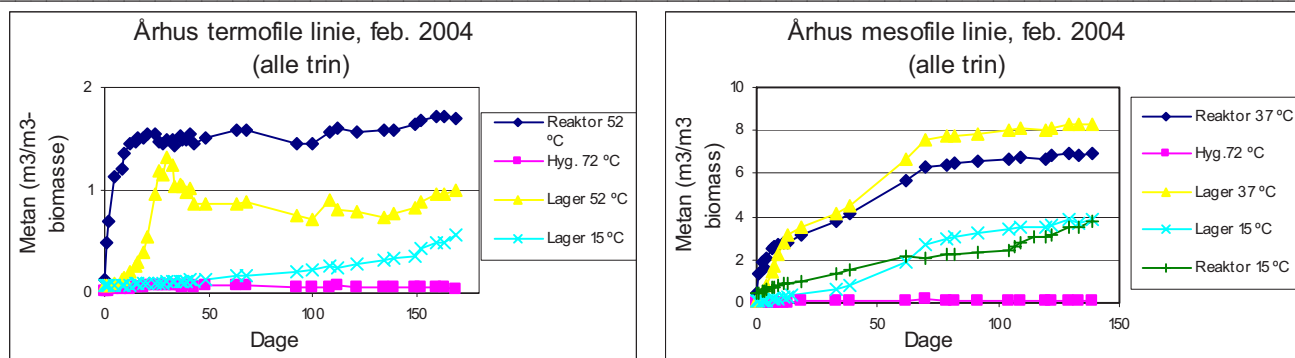
Rap- port	Prøve udtaget	Biomasse fra:	Forsøgs- temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Feb. 2003	August 2002	Reaktor (m)	15 25 35	0,0 1,7 2,5	34 biogas 21,4 CH₄		Svinegl: Kvægggl: Slakteri: Andet:	1,5	3,4	- / 1,38
Jan. 2004	12.11 2003	Reaktor (m) Hyg. Tank Hyg.+ pøde Lager	37 72 28 37	2,5 - 2,3 2,7 2,5	37,1 biogas 23,4 CH₄		Svinegl: 77 Husholdn.: 9 Andet: 14	2,2	3,6	2,7 / 0,7
Juli 2004	Marts 2003	Reaktor (t) Hyg. tank Lager Reaktor (m) Hyg. tank Lager	52 72 52 15 37 72 15	1,8 1,0 0,6 6,9 - 3,9	35,9 biogas 23,3 CH₄		Svinegl.: 68 Kvægggl.: 7 Slakteri: 2 Hushold: 5 Andet: 18	0,7 1,6 2,9 0,1 2,6 2,0	3,3 3,5 3,1 3,4 3,4 4,0	2,03/1,04 3,01/1,64



Figur 2. Restpotentiale for Århus reaktor. Biomasse fra august 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Århus reaktor, hyg. Tank og lager. Biomassen er fra november 2003.



Figur 4. Restpotentiale for Århus hhv. termofile og mesofile linie. Biomassen er fra februar 2004 og er udtaget efter reaktor, hygiejniseringsstank og lager.

Bemærkninger:

At der ikke findes restgas fra hyg.tanken ved test udført ved 72 °C, betyder ikke, at potentialet er 0, men blot, at der ikke er nogen mikrobiel aktivitet ved denne temperatur.

Dette ses også af prøve tilført podemateriale fra forsøg i november 2003, hvor potentialet er af samme størrelse som fra reaktor. Resultater tyder på der ikke er nogen synderlig gasudvikling i hygiejniseringsstrinnet.

Det er overraskende at der ses så stor aktivitet i prøver fra efterlagre nov. 2003 og feb. 2004, i betragtning af at indhold har været udsat for hygiejniserings ved 70 °C mellem reaktor og efterlager. Kun for den termofile linie feb. 2004 ses en forsinket initial gasudvikling. Resultaterne kunne tyde på en noget svingende hygiejniseringskvalitet.

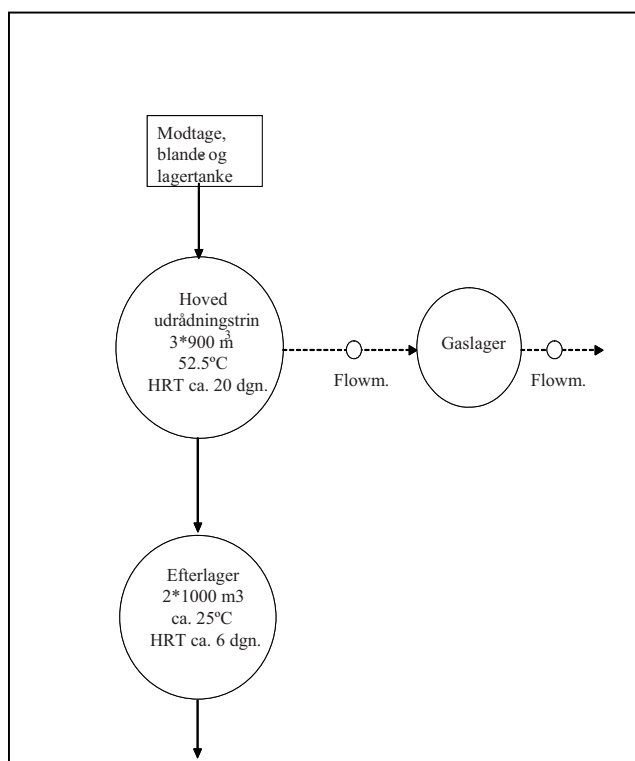
Prøver fra både mesofilt og termofil efterlager, udrådnat ved hhv. 37 °C og 55 °C, blev bestemt, men resultaterne bliver ikke anvendt, eftersom udrådningsforløbet syntes at indikere en lækage, da gasudviklingen næsten er nået samme niveau som reaktor, forud for et uforklarligt fald.

Snertinge biogasanlæg



Snertinge biogasanlæg på Nord- Vestsjælland blev bygget i 1995, af Niras, og har været i drift siden 1996. Det modtager hovedsageligt svine- og kvæggylle samt flotationsslam fra fødevareproduktion, bl.a. fra K-salat.

Procesbeskrivelse



Figur 1. Flowdiagram for Snertinge biogasanlæg.

Snertinge biogasanlæg er et termofilt anlæg, med en procestemperatur på 52,5 °C. Opholdstiden i hovedreaktoren er ca. 20 døgn. Efter hovedreaktoren ledes biomassen til en lagertank, hvor temperaturen er ca. 25 °C. Der opsamles gas fra både hovedreaktoren og den efterfølgende lagertank.

Hovedreaktor	52,5° C
Efterlager	Ca. 25° C
Opholdstid	20 døgn + (6 døgn)
Gasopsamling	Hovedreaktor + lagertank
Reaktor kapacitet	2700 m ³
Biomasse pr. år	46.000 m ³
Biogas / biomasse	50,8 m ³ /m ³ (feb. 2004)

Tabel 1. Procesdata for Snertinge biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

Biomasse fra Snertinge er blevet testet to gange. I marts 2002 blev der udtaget prøver til forsøg, som er rapporteret i juni 2002, og i oktober 2003, beskrevet i en rapport fra januar 2004. Materiale fra både reaktor og efterlager er undersøgt ved forskellige temperaturer.

Tabel 2. Forsøgsdata for Snertinge biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. Praktiske potentiale (anlægsprod. + potentiale).

Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juni 2002	Mar. 2002	Reaktor	15 20 25 55	1,4 1,8 3,9 4,4	48 biogas 30,2 CH₄			0,19	3,23 Tot: 4,4	5,60 /2,60
Jan. 2004	7. okt 2003	Reaktor Lager	55 25 55	0,8 0,5 0,8	50 biogas 31,5 CH₄	2,50	Svinegl: 37 Kvæggel: 18 Flot.K-salat: 13 Andet: 32	1,21 0,35 0,41	- Tot: 1,5	3,60 /1,85
Juli 2004	Feb. 2004	Reaktor	15 55	0,4 6,0	50,8 biogas 32,0 CH₄	15,79	Gylle: 63 Industri: 28 Andet: 9	0,65	2,8 Tot.: -	3,47 /2,16

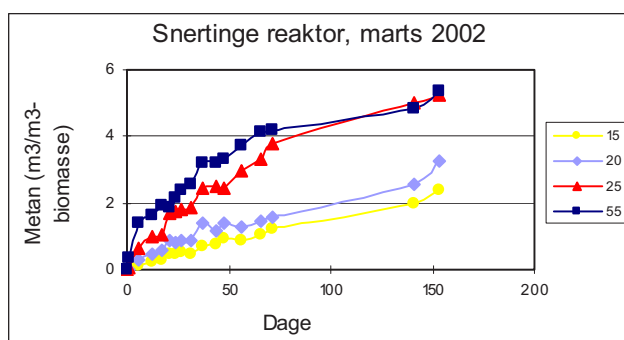


Figure 2. Restpotentiale for Snertinge reaktor. Biomassen er fra marts 2002.

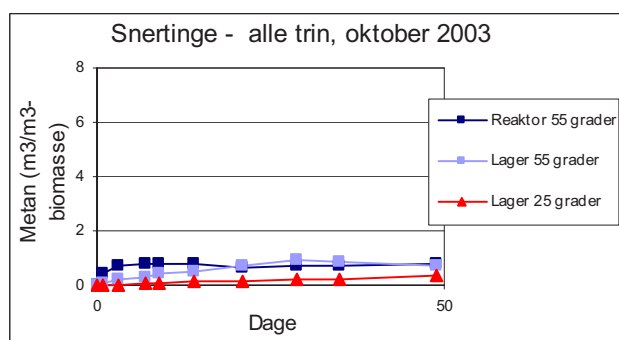


Figure 3. Restpotentiale for Snertinge, alle trin.

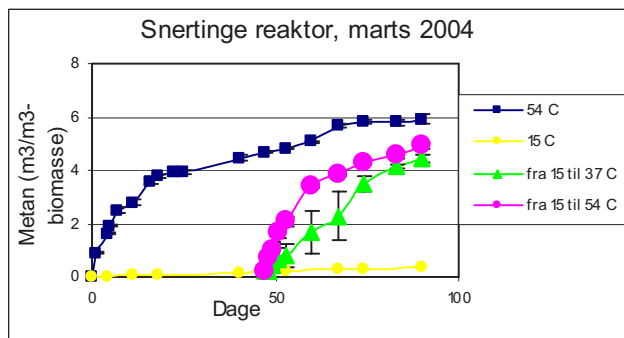


Figure 4. Restpotentiale for Snertinge reaktor. Biomassen er fra marts 2004.

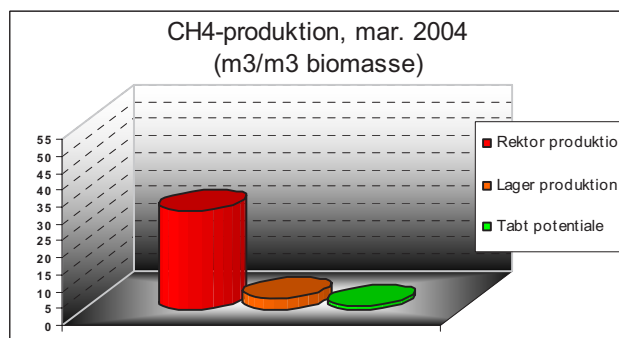


Figure 5. Metanproduktion fra reaktor og lager, samt tabt potentiale for Snertinge, marts 2004.

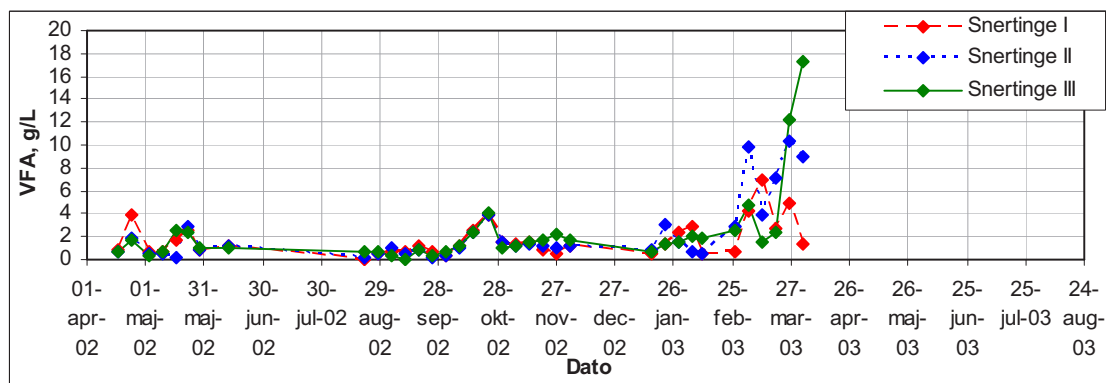


Figure 6. VFA-niveau for Snertinge biogasanlæg.

Bemærkninger:

Anlægget har kørt med et lavt til moderat VFA niveau med enkelte toppe, indtil en dramatisk stigning i slutningen af perioden. Denne stigning skyldes dog omlægning af driften/reaktorkoblingen på dette tidspunkt.

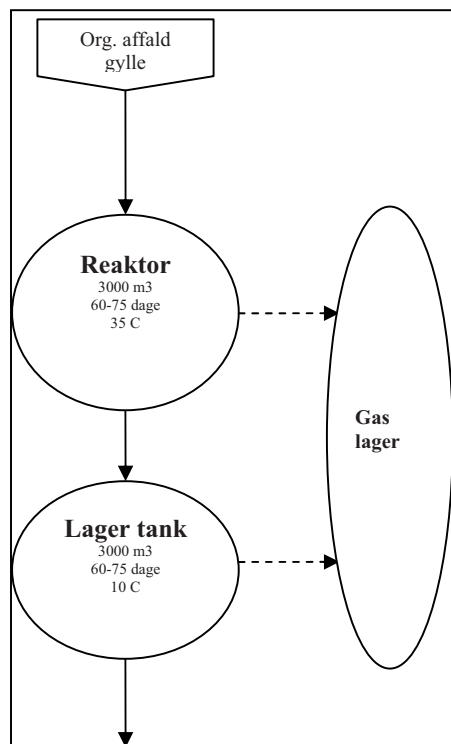
Resttab er bestemt i 3 omgange med temmelig svingende resultat.

Det ses af figur 4, hvor to af tre glas udrådnethed ved 15 °C, uden nævneværdig gasudvikling, genopvarmes efter 50 dage, at aktiviteten fra hovedprocessen stadig er til stede i biomassen.

Revninge biogasanlæg

Anlægget modtog, i september 2002, dagligt omkring 8 tons organisk industriaffald og 20 tons kvæg- og svinegylle. Affaldet består af most fra Rynkeby, fritureaffald fra Daloon og fiskeaffald fra Amanda. Derudover er anlægget begyndt at købe fedt fra udlandet.

Procesbeskrivelse



Anlæggets reaktorkapacitet er på 3000 m³ og opholdstiden i september var på 109 dage ved en procestemperatur på 35 °C (se figur). Opholdstiden varierer dog noget, da anlægget kun tømmer reaktoren to gange om året når landmændene har brug for den afgassede gylle. Dette sker for det meste i april-maj måned og engang i efteråret.

Hovedreaktor	35° C
Efterlager	10° C
Opholdstid	60-75 døgn + 60 – 75 døgn
Gasopsamling	Reaktor + lager
Reaktor kapacitet	3000 m ³
Biomasse pr. År	13.000 m ³
Biogas / biomasse	51,1 m ³ /m ³ (mar. 2004)

Tabel 1. Procesdata for Revninge biogasanlæg.

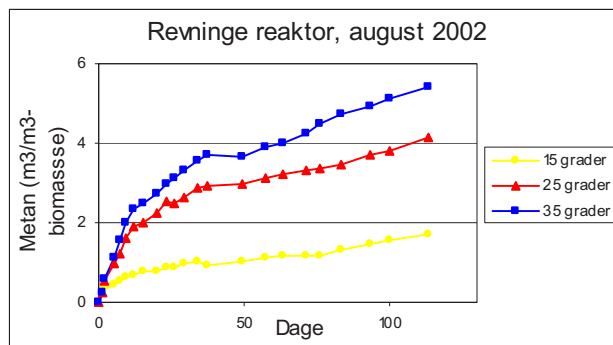
Figur 1. Flowdiagram for Revninge biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

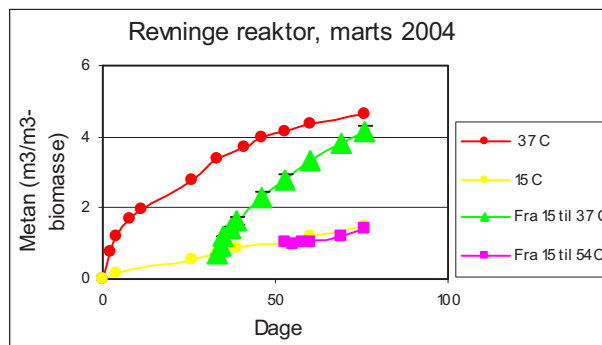
Biomasse fra Revninge er undersøgt i august 2002 og marts 2004. Data ses i tabel 2.

Tabel 2. Forsøgsdata for Revninge biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

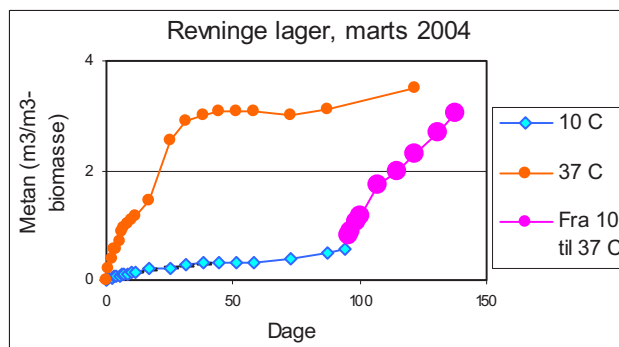
Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Feb. 2003	Aug. 2002	Reaktor	15 25 35	1,8 4,2 5,5	53 biogas (sept. 02) 39,4 CH ₄		Gylle: 71 Industri: 21 Andet: 8	2,0	3,08	- /2,53
Juli 2004	Mar. 2004	Reaktor	10 37	1,5 4,8	51,1 biogas 32,2 CH ₄	13,4	Gylle: 74 Industri: 18 Mavetm.: 8	2,3	4,30	5,5 /3,2
		Lager	10 37	0,7 3,5		9,8				



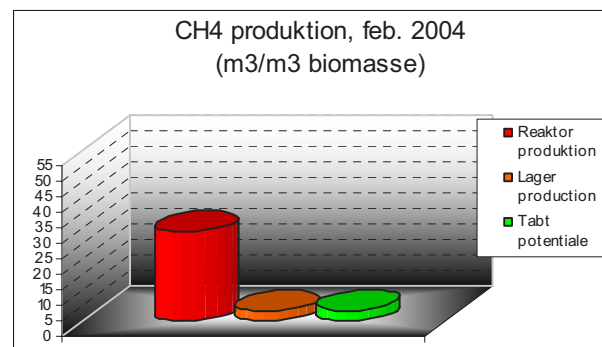
Figur 2. Restpotentiale fra Revninge hovedreaktor. Biomassen blev udtaget i august 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Revninge hovedreaktor. Biomassen blev udtaget i marts 2004.



Figur 4. Restpotentiale for Revninge lager. Biomassen er fra marts 2004.



Figur 5. Metanproduktion fra hovedreaktor og lager samt tabt potentiale. Data er fra marts 2004.

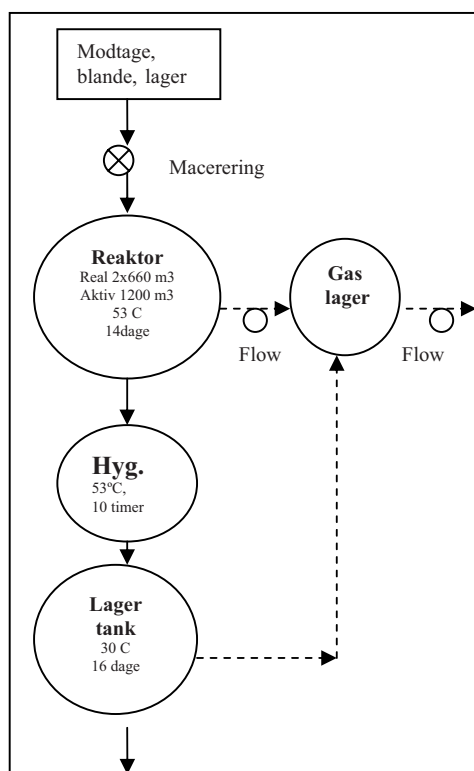
Bemærkninger:

Det ses af figur 3 og 4, at aktivitet efter længere tids udrådning ved hhv. 15 og 10 °C stadig er til stede efter genopvarmning.

Blåhøj biogasanlæg

Blåhøj biogasanlæg er fra 1997 (Bygget af Niras) og modtager gylle fra 14 gårde bestående af 91 % kvæggylle og 9 % svinegylle. Gyllen blandes med 21 % alternativ biomasse fra fødevarer- og fiskeindustrien såsom fedtslam, fiskeaffald og friture olie. Derudover modtages flottationsslam, stammende fra skylning af rør på Dan Cake. I september 2002 modtog anlægget dagligt 70 tons husdyrgødning og 28 tons andet affald. Den afgassede biomasse bliver brugt til gødning og Blåhøj biogasanlæg forsyner 171 husstande i Blåhøj by med varme.

Procesbeskrivelse



Mavetarmaffald og gylle (samt andet organisk affald) ankommer separat til anlægget. Inden det indføres i hovedudrådningsreaktoren blandes det sammen og neddeles. Temperaturen i reaktoren er ca. 53 °C og opholdstiden omk. 14 dage. Fra reaktoren ledes biomassen til et efterlager, hvor temperaturen er ca. 30 °C og opholdstiden 16 dage. Der opsamles gas fra både reaktoren og efterlageret.

Hovedreaktor	53° C
Efterlager	30° C
Opholdstid	14 + 16 døgn
Gasopsamling	Reaktor + efterlager
Reaktor kapacitet	1320 m ³
Biomasse pr. år	34.000 m ³
Biogas / biomasse	52,4 m ³ /m ³ (mar. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Blåhøj biogasanlæg.

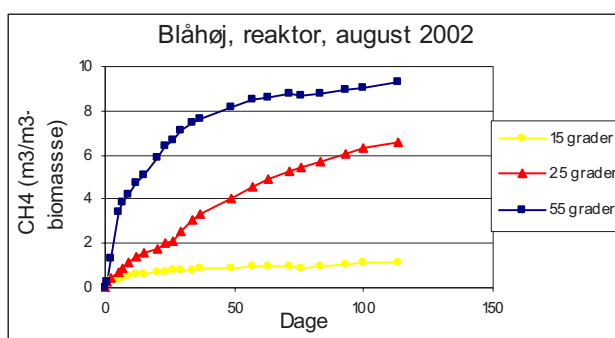
Tabel 1. Procesdata for Blåhøj biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

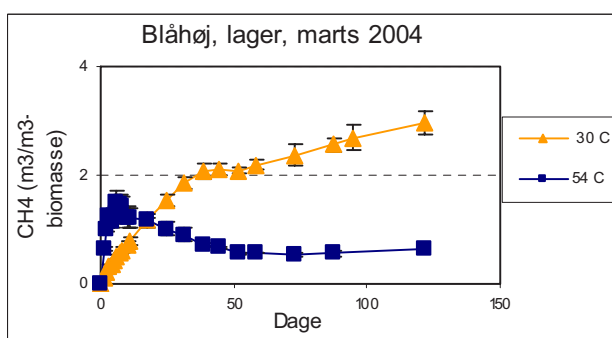
Biomasse fra Blåhøj er undersøgt i august 2002 og marts 2004. Data ses i tabel 2.

Tabel 2. Forsøgsdata for Blåhøj biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

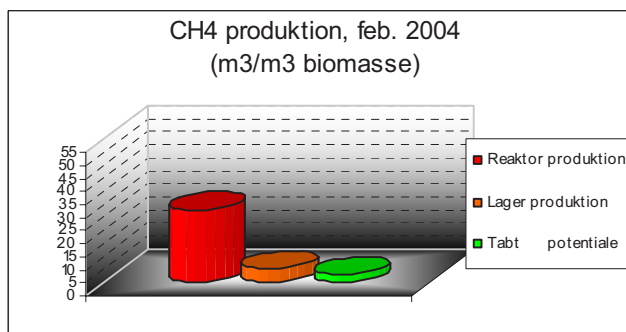
Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Feb. 2003	Aug. 2002	Reaktor	15 25 55	1,0 6,5 9,2	57 biogas 35,9 CH₄	25,6	Gylle: 71 Industri: 21	2,0	3,08	- / 2,61
Juli 2004	Mar. 2004	Lager	30 54	3,0 0,8	52,4 biogas 33,0 CH₄	9,0	Gylle: 83 Industri: 17	0,9	3,10	3,25/2,12



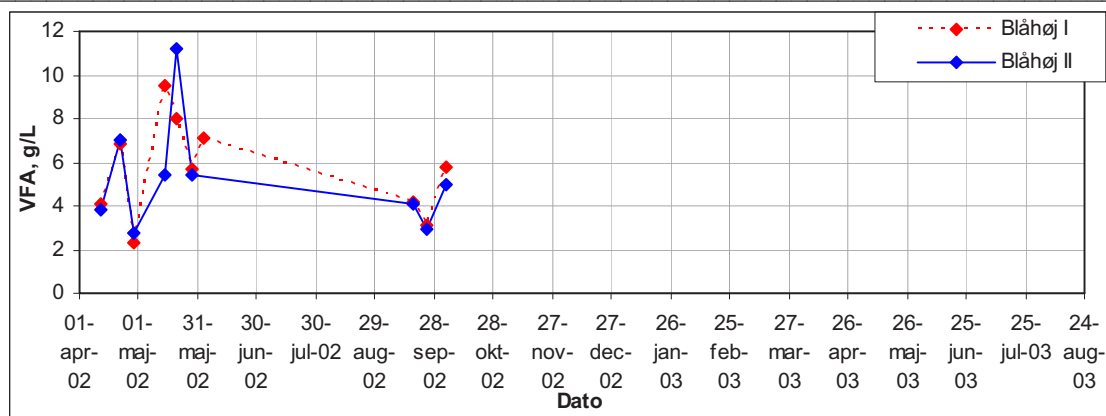
Figur 2. Restpotentiale for Blåhøj hovedreaktor. Biomassen er fra august 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Blåhøj lager. Biomassen er fra marts 2004.



Figur 4. Metanproduktion fra hovedreaktor og lager, samt tabt potentiale for biomasse fra Blåhøj, marts 2004.



Figur 5. VFA-niveau for Blåhøj biogasanlæg.

Bemærkninger:

Blåhøj har kørt med et meget højt indhold af VFA, og med store variationer. Processen har et normalt niveau af TS/VS, men et højt indhold af total-N, ammonium-N og protein.

I august findes et forholdsvis højt resttab fra reaktor.

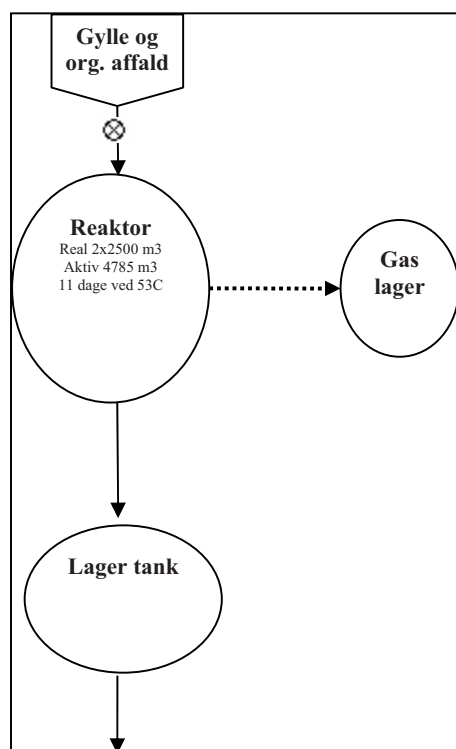
Dette er tilsyneladende faldet i Mar. 2004, men udrådningsforløbet ved 54 °C forekommer ikke troværdigt, med et pludseligt uforklarligt fald. Dette kan tyde på lækagen i prøven og skal derfor ikke tages med i vurdering.

Ribe biogasanlæg



Ribe biogasanlæg blev opført i 1990 af Krüger Ltd. Det er et termofilt anlæg, som modtager gylle fra kvæg, svin, mink og fjerkræ, fra omk. 70 forskellige landbrug og opdrættere. Gyllen samudrødnes med mave-tarmaffald fra slagterier og organiske biprodukter fra fødevare- og medicinalindustrien.

Procesbeskrivelse



I fortanken blandes biomassen, og før reaktoren neddeles det i mindre fraktioner. Reaktortemperaturen er 53 °C og opholdstiden ca. 11 dage. Herefter ledes biomassen til efterlagertanken. Der indvindes gas fra hovedreaktorerne.

Hovedreaktor	53° C
Efterlager	-
Opholdstid	11 + ?
Gasopsamling	Reaktor
Reaktor kapacitet	5000 m ³
Biomasse pr. år	162.000 m ³
Biogas / biomasse	29,2 m ³ /m ³ (feb. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Ribe biogasanlæg.

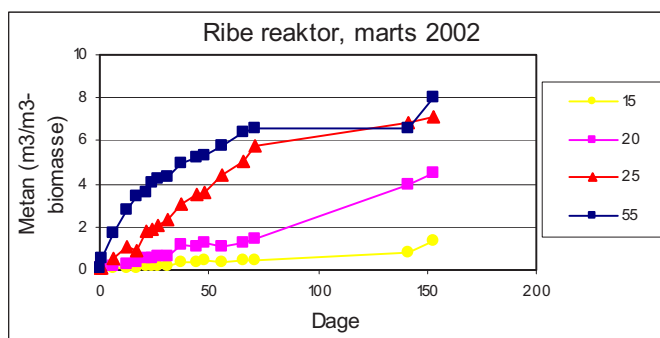
Tabel 1. Procesdata for Ribe biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

Biomasse fra Ribe er undersøgt i marts 2002 (og marts 2004, ikke rapporteret her). Data ses nedenfor.

Tabel 2. Forsøgsdata for Ribe biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

Rap- port	Prøve- udtag	Biomasse fra:	Forsøgs- temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægprod. (m ₃ /m ₃ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juni 2002	Mar. 2002	Reaktor	15 20 25 55	0,6 1,7 6,0 7,0	25,0 biogas 15,8 CH₄		Gylle: 71 Industri: 21 Andet: 8	0,22	2,84 Tot: 4,26	6,14 /4,57
						30,7				



Figur 2. Restpotentiale for Ribe hovedreaktor. Biomassen blev udtaget i marts 2002.

Bemærkninger:

VFA niveau har været temmelig svingende fra meget lave til ret højt niveau.

Årsag kunne tyde på at være svingende ammoniumniveau.

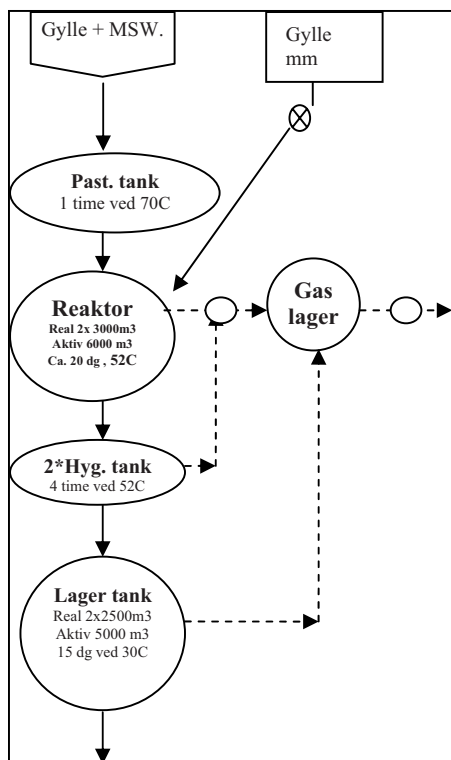
Der er lavet rastpotentialet igen i feb. 2004. Resttabet også i feb. 2004 er af størrelsesorden 6 m³-CH₄/m³ og på niveau med tidligere bestemmelse (ikke rapporteret her).

Studsgård biogasanlæg



Studsgård biogasanlæg i Midtjylland blev bygget i 1995 af Hedeselskabet og Herning kommune. Det er et termofilt anlæg, som modtager gylle (22 % kvæggylle og 78 % svinegylle) fra omk. 50 landbrug. På anlægget udrådnes gyllen sammen med organiske biprodukter fra fødevareindustrien.

Procesbeskrivelse



Figur 1. Flowdiagram for Studsgård biogasanlæg.

Husholdningsaffald blandet med gylle bliver, inden udrådning i reaktoren, pasteuriseret 1 time ved 70 °C. Dette gælder ikke for gylle og andre organiske biprodukter, som ledes direkte til reaktoren, hvor temperaturen er 52 °C og opholdstiden 16 – 18 døgn. Efter reaktoren hygiejniseres biomassen ved 60 °C i 2½ time, og renses desuden for plastic og andre elementer som ikke ønskes i den afgassede biomasse. Herefter ledes biomassen til lagertanke, hvor temperaturen er 30 °C. Her er opholdstiden ca. 15 døgn. Der opsamles gas fra både reaktor, hygiejniseringstank og lagertank.

Hovedreaktor	52° C
Efterlager	30° C
Opholdstid	Ca. 20 døgn + 15 døgn
Gasopsamling	Reaktor + Hyg. tank + lager
Reaktor kapacitet	6000 m ³
Biomasse pr. år	116.000 m ³
Biogas / biomasse	63,5 m ³ /m ³ (feb. 2004)

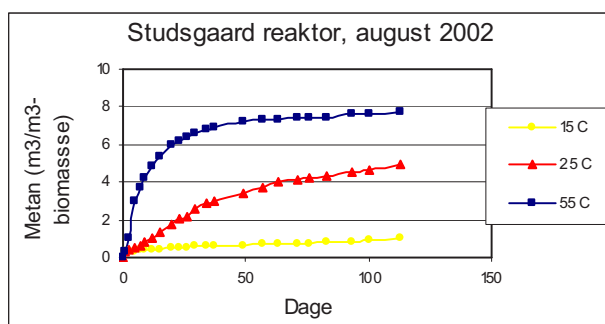
Tabel 1. Procesdata for Studsgård biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

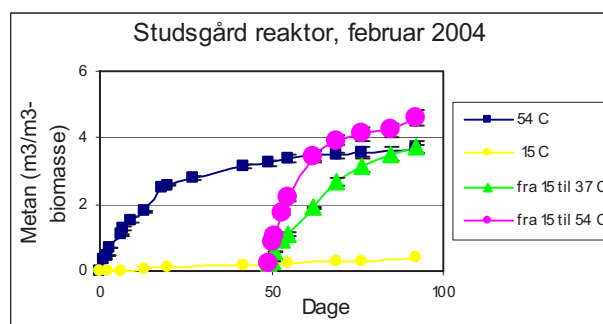
Biomasse fra Studsgård biogasanlæg er undersøgt to gange. Biomasse fra reaktoren fra marts 2002, er analyseret og biomasse fra efterlager tanken, udtaget i februar 2004, er analyseret.

Tabel 2. Forsøgsdata for Studsgård biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

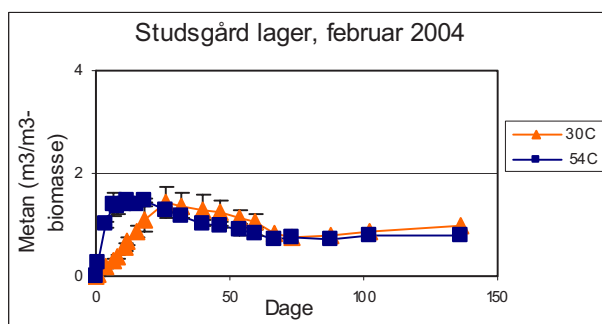
Rap- port	Prøve- udtag	Biomasse fra:	Forsøgs- temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Feb. 2003	Aug. 2002	Reaktor	15 25 55	1,0 4,9 7,8	67,4 biogas 42,5 CH₄		Svinegl.: Kvæggl.: Industri: Hushold:	3,5	2,05	- / 2,10
Juli 2004	Feb. 2004	Reaktor	15 54	0,3 3,8	63,5 biogas 40 CH₄		Gylle: 91 Industri: 9	0,07	4,4	3,65 / 1,83
		Lager	30 54	1,5 1,5		3.6		1,0	2,7	4,10 / 1,75



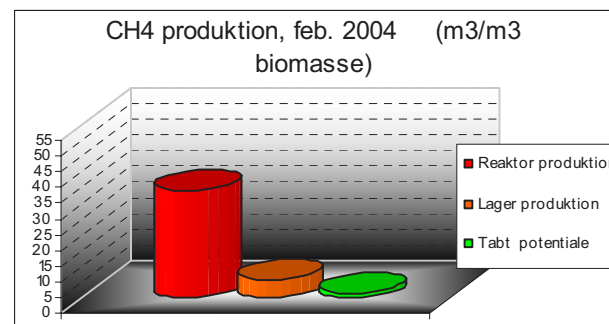
Figur 2. Restpotentiale for Studsgård hovedreaktor. Biomassen er fra august 2002.



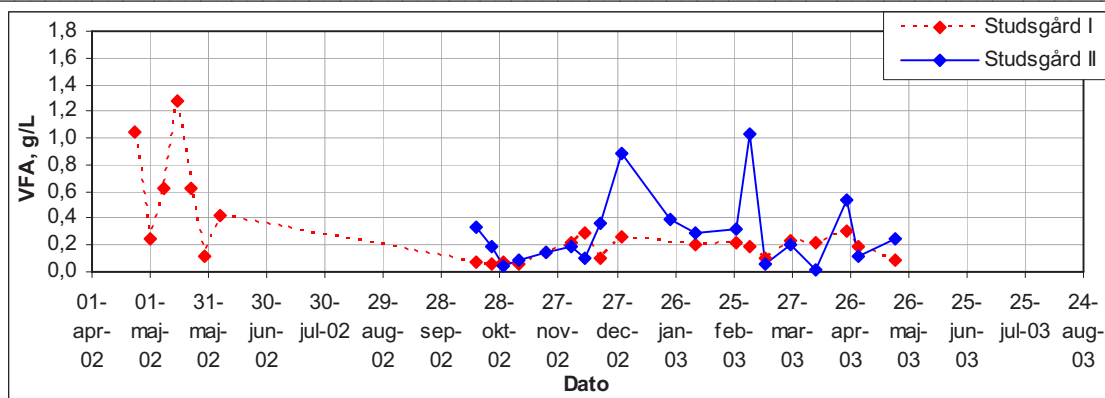
Figur 3. Restpotentiale for Studsgård hovedreaktor. Biomassen er fra februar 2004.



Figur 4. Restpotentiale for Studsgård lager. Biomassen er fra februar 2004.



Figur 5. Metanproduktion fra hovedreaktor og lager, samt tabt potentiale for Studsgård, februar 2004.



Figur 6. VFA-niveau for Studsgård biogasanlæg.

Bemærkninger:

Anlægget har generelt kørt med et lavt VFA niveau med mindre svingninger for reaktor II.

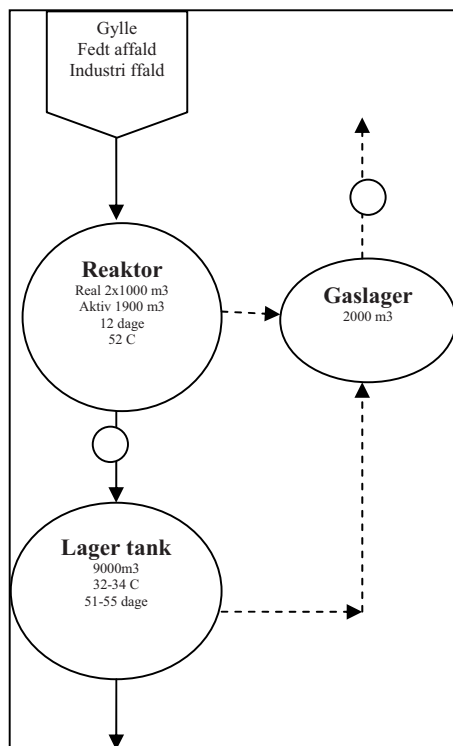
At reaktorerne ikke synes at følges ad skyldes formentligt at de ikke belastes ens, da den ene udover gylle også tilføres organisk husholdningsaffald.

Resttab er bestemt to gange og synes at være faldet.

Ved genopvarmning af prøver fra reaktor udrådet 50 dage ved 15 °C ses aktivitet stadig at være til stede.

Vaarst Fjellerad biogasanlæg

Procesbeskrivelse



Gylle, fedt- og industriaffald ledes ind i reaktoren, hvor opholdstiden er omkring 12 døgn og temperaturen 52 °C. Herefter overføres biomassen til lagertanken, hvor opholdstiden er omkring 55 døgn og temperaturen 32-34 °C. Der opsamles gas fra både reaktor og lager.

Hovedreaktor	52
Efterlager	32-34
Opholdstid	12 + 51-55 døgn
Gasopsamling	Reaktor + lager
Reaktor kapacitet	2000 m ³
Biomasse pr. år	60.000 m ³
Biogas / biomasse	76,2 m ³ /m ³ (mar. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Vaarst Fj. biogasanlæg.

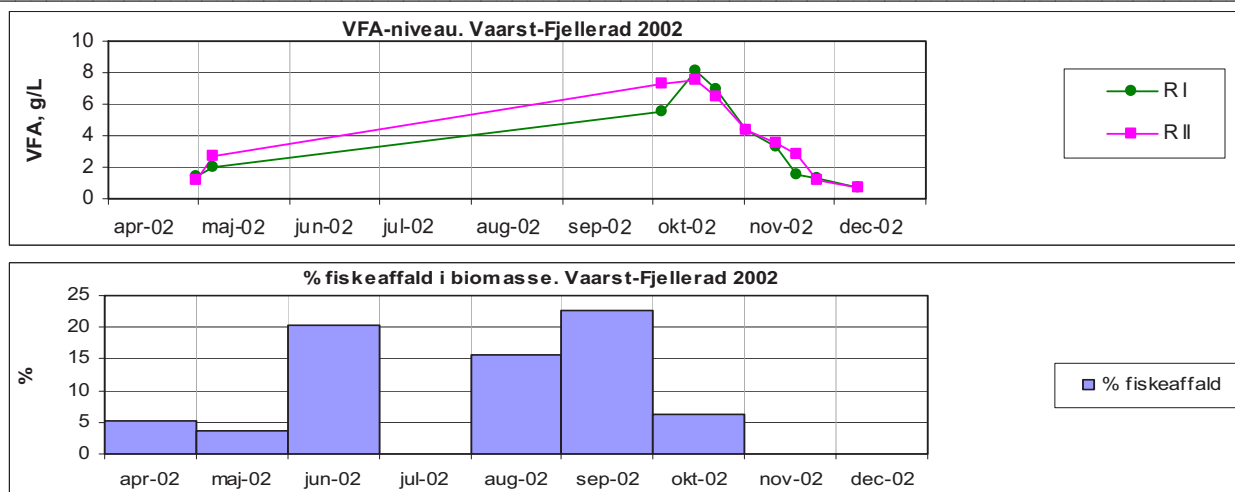
Tabel 1. Procesdata for Vaarst Fj. biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

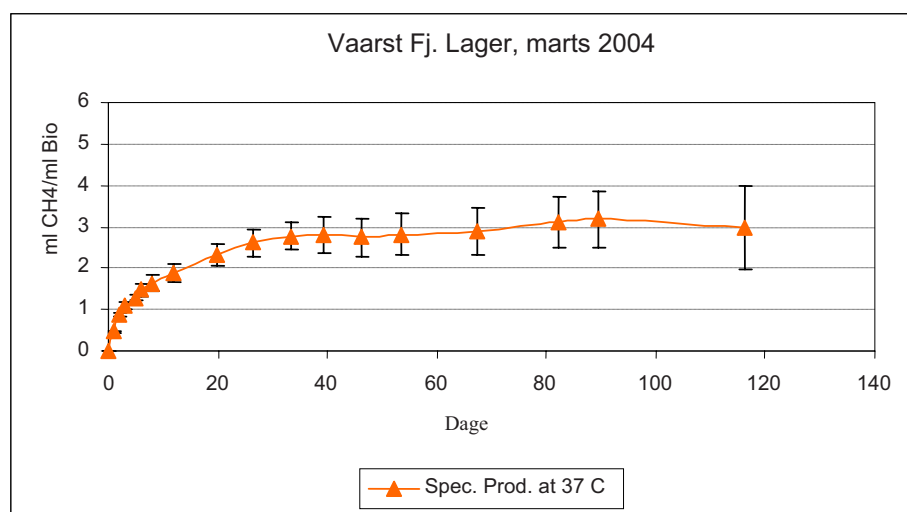
Biomasse fra Vaarst Fjellerad biogasanlæg er undersøgt en gang. Den analyserede biomasse er udtaget i februar 2004.

Tabel 2. Forsøgsdata for Vaarst Fj. biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juli 2004	Mar. 2004	Lager	37	3,1	76,2 biogas 48,0 CH ₄	6,1	Gylle: 65 Industri: 27 Mavetm: 8	0,33	1,6	1,75 /1,00



Figur 2. VFA-niveau og andelen af fiskeaffald i biomassen. Vaarst-Fjellerad biogasanlæg, 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Vaarst Fj. lager. Biomassen er fra marts 2004.

Bemærkninger:

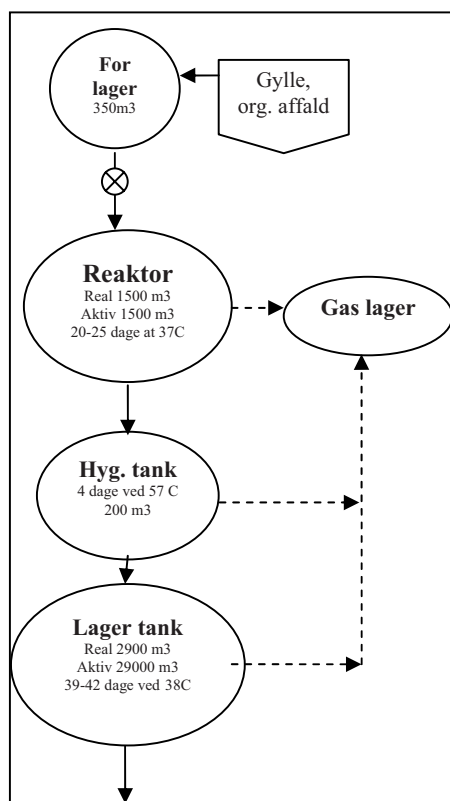
VFA-niveauet har været forholdsvis højt. Det høje VFA niveau synes at hænge sammen med stor tilførsel af fiskeaffald. I november måneden blev der ikke tilført noget fiskeaffald og VFA faldt til under 2 g/.

På figur 3 vises potentialet bestemt ved 37° C. Det skal bemærkes at anlægget er termofilt. Potentialet blev også bestemt ved 54° C, men resultaterne præsenteres dog ikke, pga. forsøgsfejl.

Vester Hjermitslev biogasanlæg

Biogasanlægget i Vester Hjermitslev i Nordjylland blev opført i 1984 af Bigadan. Det er det ældste biogasfællesanlæg i Danmark. Processen er mesofil, og der behandles, udover gylle, affald fra fiskeindustrien og foderaffald.

Procesbeskrivelse



Gylle og organisk affald neddeles inden det indføres i hovedreaktoren. Opholdstiden i reaktoren er 20 – 25 døgn og temperaturen er 37 °C. Efter reaktoren bliver biomassen hygiejniseret ved 57 °C i 4 dage. Herefter opbevares biomassen, omkring 40 døgn, i en lagertank, hvor temperaturen er 38 °C. Der opsamles biogas fra både hovedreaktor, hygiejniseringstank og lager.

Hovedreaktor	37
Efterlager	38
Opholdstid	20-25 + 4 + 39-42 døgn
Gasopsamling	Reaktor + hyg. + lager
Reaktor kapacitet	1500 m ³
Biomasse pr. år	22.000 m ³
Biogas / biomasse	58,7 m ³ /m ³ (feb. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Vester Hjermit's Biogasanlæg.

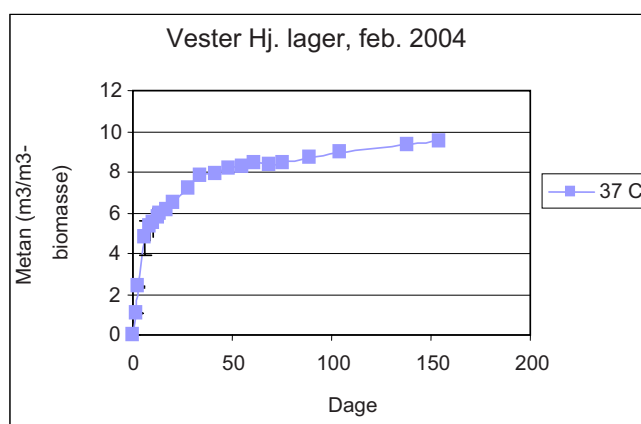
Tabel 1. Procesdata for Vester Hjermit's Biogasanlæg.

Forsøg - restpotentiale

Biomasse fra Vester Hjermitzlev biogasanlæg er undersøgt en gang. Den analyserede biomasse er udtaget i februar 2004.

Tabel 2. Forsøgsdata for Vester Hj. biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

Rap- port	Prøve- udtag	Biomasse fra:	Forsøgs- temp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juli 2004	Feb. 2004	Lager	37	9,3	58,7 biogas 37,0 CH₄	20,1	Gylle: 67 Industri: 33	6,4	6,4	5,25/3,02



Figur 2. Restpotentiale for Vester Hj. Lager.
Biomassen er fra februar 2004.

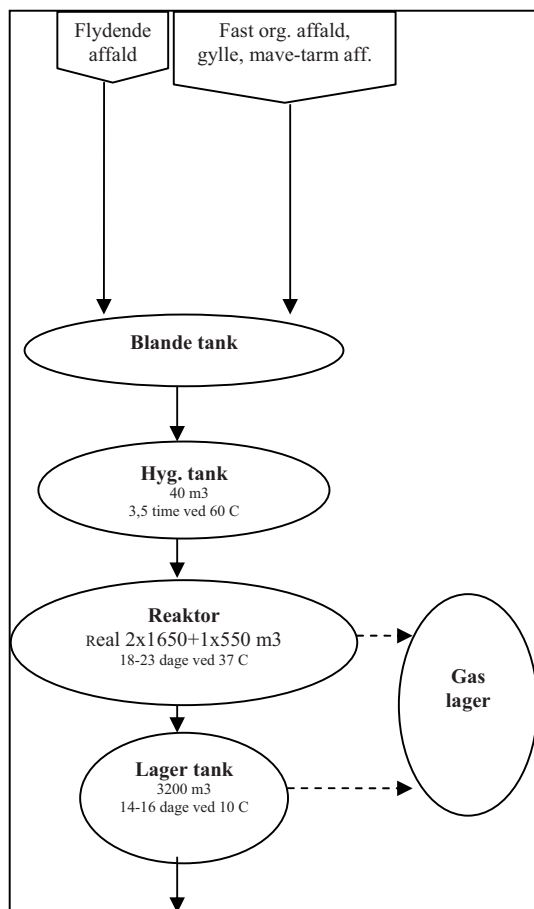
Bemærkninger:

VFA niveau er temmelig højt samtidig med at også rest tab er betydeligt.

Fangel biogasanlæg

Fangel biogasanlæg på Fyn blev bygget i 1988-1989 af Bigadan. Ti år senere gennemgik anlægget en gennemgribende ombygning. Anlægget er mesofilt og behandler udover gylle fra kvæg og svin, mindre mængder af gylle fra fjerkræ og mink, samt mave-tarmaffald, flotationsslam fra slagterier og husholdningsaffald.

Procesbeskrivelse



Figur 1. Flowdiagram for Fangel biogasanlæg.

De forskellige affaldsfraktioner blandes sammen inden biomassen hygiejniseres 3,5 time ved 60 °C. Herefter indføres biomassen i reaktoren, hvor temperaturen er 37 °C og opholdstiden 18-23 døgn. I den efterfølgende lagertank er opholdstiden omkring 15 døgn og temperaturen er omk. 15 °C. Der indvindes gas fra både reaktor og lager.

Hovedreaktor	37° C
Efterlager	10° C
Opholdstid	18-23 + 14-16 døgn
Gasopsamling	Reaktor + lager
Reaktor kapacitet	3850 m ³
Biomasse pr. år	58.000 m ³
Biogas / biomasse	36,5 m ³ /m ³ (feb. 2004)

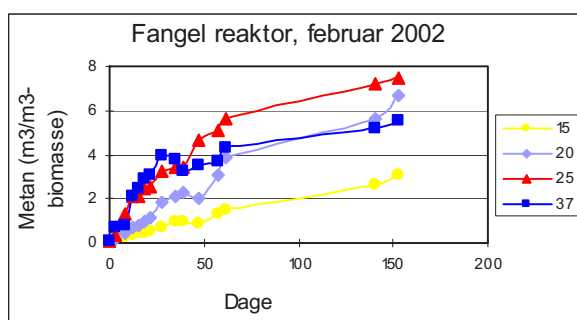
Tabel 1. Procesdata for Fangel biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

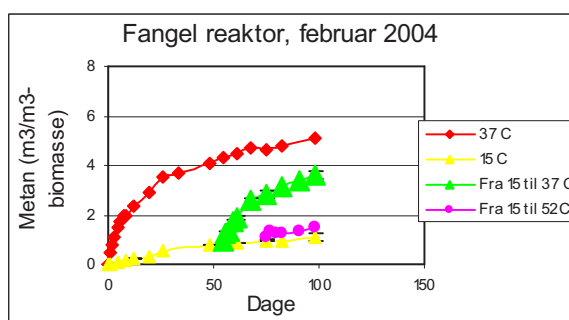
Biomasse fra Fangel er undersøgt i februar 2002 og februar 2004. Data fremgår af tabel 2.

Tabel 2. Forsøgsdata for Fangel biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

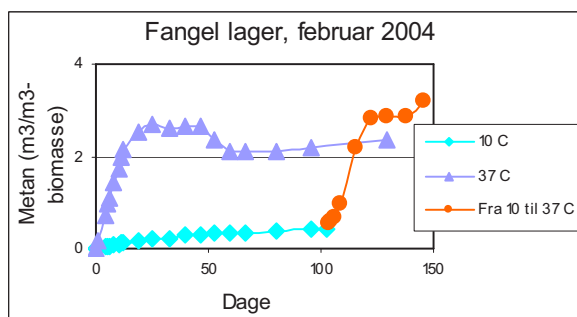
Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ₃ /m ₃ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juni 2002	Feb. 2002	Reaktor	15	1,7	41,0 biogas 25,3 CH₄			0,4	4,6	7,6 /4,7
			20	4,0						
			25	5,8						
			37	4,8						
Juli 2004	Feb. 2004	Reaktor	15	1,0	36,5 biogas 23,0 CH₄		Gylle: 74	6,6	2,8	4,7 /2,9
			37	5,0						
		Lager	10	0,5		10,5	Industri: 18	3,1	4,0	2,2 /1,2
			37	2,7						



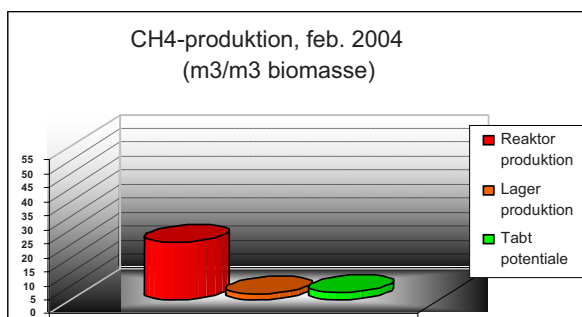
Figur 2. Restpotentiale for Fangel hovedreaktor. Biomassen er fra februar 2002.



Figur 3. Restpotentiale for Fangel hovedreaktor. Biomassen er fra februar 2004.



Figur 4. Restpotentiale for Fangel lager. Biomassen er fra februar 2004.



Figur 5. Metanproduktion for Fangel hovedreaktor og lager samt tabt potentiale. Biomassen er fra februar 2004.

Bemærkninger:

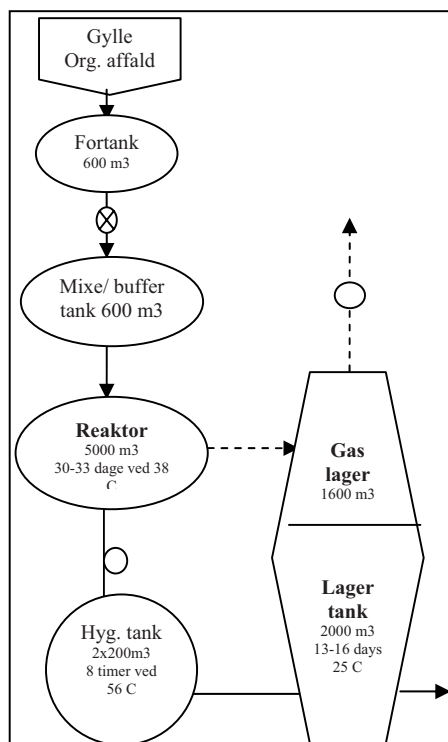
Der har kun været sendt enkelte prøver til VFA måling. VFA niveauet var lavt (under 1 g/l).

Restmetan var været målt 2 gange med god overensstemmelse på restmetanmåling. Restmetan fra hovedreaktoren var ca. 5 m³/m³-biomasse.

Nysted biogasanlæg

Nysted biogasanlæg på Lolland blev opført I 1997-98 af Krüger. Det er et mesofilt anlæg, som udover kvæg- og svinegylle modtager organisk affald fra sukker- og medicinalindustrien, samt fedt og flotationslam fra slagterier og affaldsprodukter fra frugt og grøntsager.

Procesbeskrivelse



Gylle og organisk affald blandes og neddeles inden det indføres i reaktoren. Opholdstiden i reaktoren er 33 døgn og temperaturen er 38 °C. Herefter hygiejniseres biomassen ved 56 °C i 8 timer inden det overføres til lagertanken. I lagertanken er temperaturen 25 °C og opholdstiden omkring 13 døgn. Der opsamles gas fra reaktor og lagertank.

Hovedreaktor	38° C
Efterlager	25° C
Opholdstid	30-33 + 13-16 døgn
Gasopsamling	Reaktor + lager
Reaktor kapacitet	5000 m ³
Biomasse pr. år	82.000 m ³
Biogas / biomasse	51,6 m ³ /m ³ (mar. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Nysted biogasanlæg.

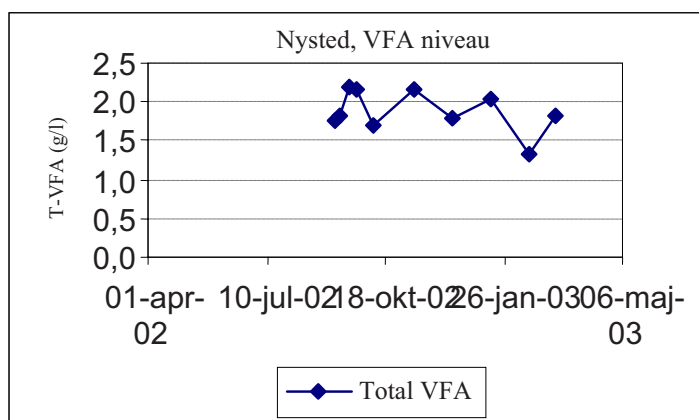
Tabel 1. Procesdata for Nysted biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

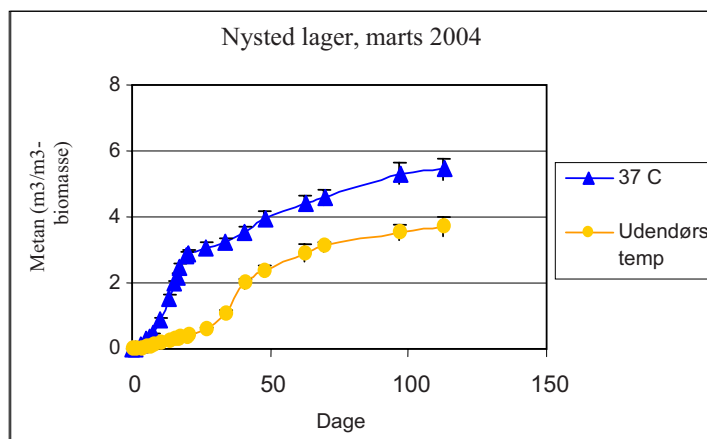
Biomasse fra Nysted biogasanlæg er blevet undersøgt en gang, i marts 2004. Det er biomasse udtaget netop efter lagertanken, som er blevet undersøgt for restpotentiale.

Tabel 2. Forsøgsdata for Nysted biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

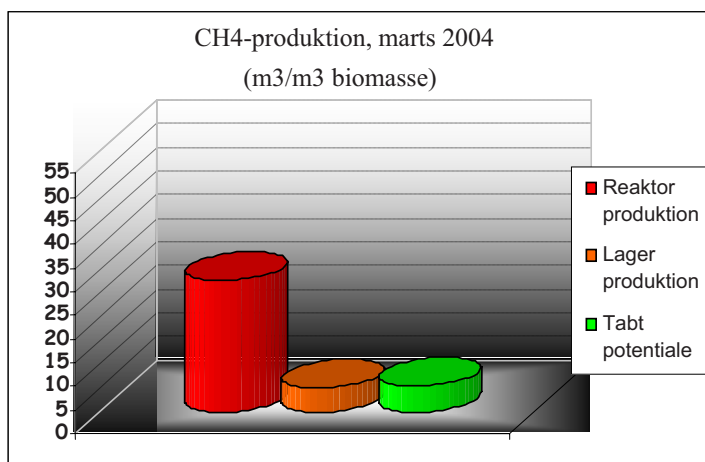
Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juli 2004	Mar. 2004	Lager	37 udendørs-temp.	5,3 3,8	51,6 biogas 32,5 CH₄	14	Gylle: 84 Industri: 13 Mavetm.: 3	2,61	4,4	3,8 /2,2



Figur 2. VFA målinger i Nystedbiogasanlæg



Figur 3. Restpotentiale for Nysted lager. Biomassen blev udtaget i marts 2004.



Figur 4. Metanproduktion fra hovedreaktor og lager, samt tabt potentiale for Nysted biogasanlæg. Biomassen blev udtaget i marts 2004.

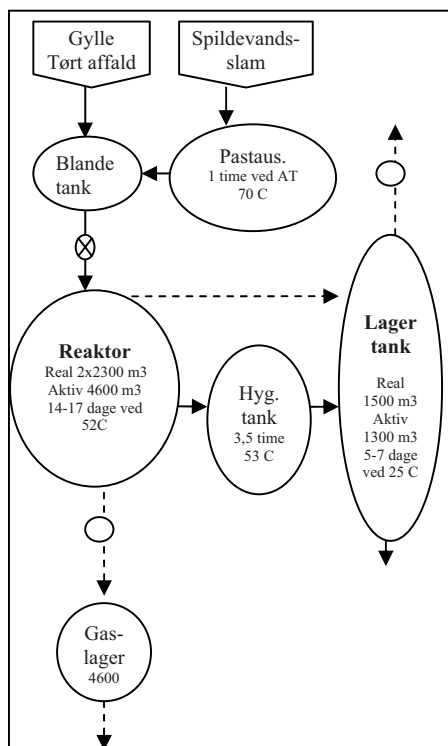
Bemærkninger:

VFA har været stabilt i den målte periode på et niveau på omkring 2 g/l. Dette tyder på en stabil proces.

Thorsø biogasanlæg

Thorsø biogasanlæg i Østjylland blev opført i 1993-94 af BWSC. Det er et termofilt anlæg, som modtager gylle og fast husdyrgødning fra omkring 75 landmænd. Udover husdyrgødning fra svin og kvæg, består biomassen af mave-tarmaffald fra slagterier, samt fedt fra fiske- og fødevareindustrien. Der behandles også en mindre mængde kommunalt spildevandsslam.

Procesbeskrivelse



Biomassen blandes og neddeles før den indføres i hovedreaktoren. Processen forløber ved 52° C og opholdstiden i reaktoren er 14-17 døgn. Efter reaktoren hygiejniseres biomassen ved 53° C i 3,5 time inden den overføres til lagertanken, hvor temperaturen er ca. 25° C og opholdstiden omkring 6 døgn.

Hovedreaktor	52° C
Efterlager	25° C
Opholdstid	14-17 + 5-7 døgn
Gasopsamling	Reaktor + ???
Reaktor kapacitet	4600 m ³
Biomasse pr. år	116.000 m ³
Biogas / biomasse	27,8 m ³ /m ³ (feb. 2004)

Figur 1. Flowdiagram for Thorsø biogasanlæg.

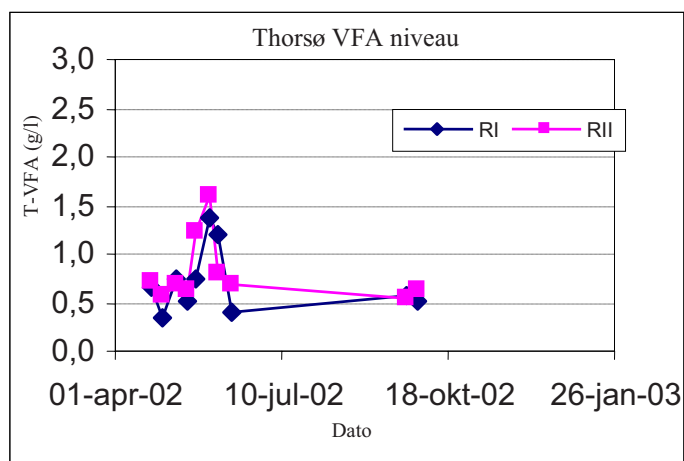
Tabel 1. Procesdata for Thorsø biogasanlæg.

Forsøg – restpotentiale

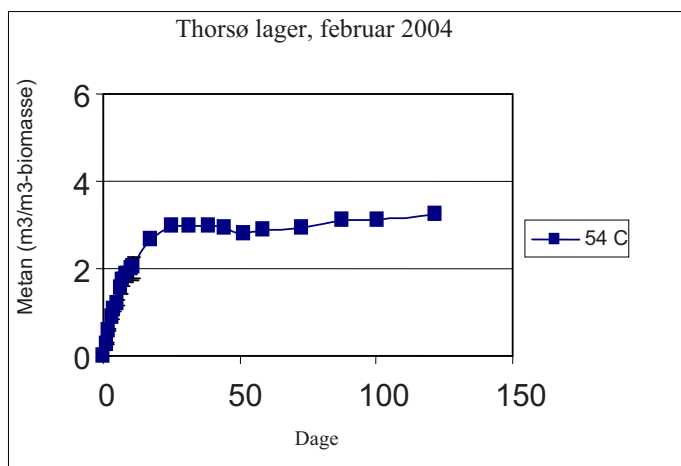
Biomasse fra Thorsø biogasanlæg er undersøgt en gang, i februar 2004. Data ses i tabel 2.

Tabel 2. Forsøgsdata for Thorsø biogasanlæg. Det er antaget at den producerede biogas på anlægget indeholder 63 % metan. Tabet i metan er taget i forhold til det max. praktiske potentiale (faktiske anlægsprod. + restpotentiale).

Rapport	Prøveudtag	Biomasse fra:	Forsøgstemp. °C	Restpot. CH ₄ (m ³ /m ³)	Anlægsprod. (m ³ /m ³ bio)	Tab %	Biomasse %	VFA (g/l)	Amm. (g-N/l)	TS/ VS %
Juli 2004	Feb. 2004	Lager	54	3,1	27,8 biogas 17,5 CH₄	15	Gylle: 81 Industri: 6 Mavetm.: 13	1,75	3,8	6,1/4,2



Figur 2. VFA-niveau for Thorsø biogasanlæg.



Figur 3. Restpotentiale for Thorsø lager. Biomassen er udtaget i februar 2004.

Bemærkninger:

Thorsøg har et forholdsvis lavt niveau af VFA som indikerer en stabil proces.

Appendix B: Data fra Model-simuleringer

Efterudrædningsmodel - Parameteranalyse

Prøver udtaget fra hovedprocestrin

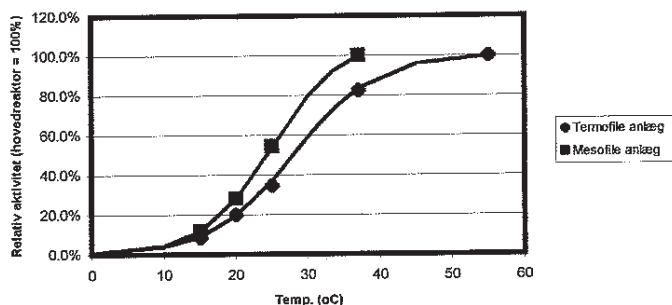
Prøver udtaget fra hovedprocessen				Hovedprocess karakteristika										Model kalkulationer				Model fit				Relativ aktivitet ved reduceret efterdr. temp.				16 °C				Bemærkninger		
Generelt	Anlæg	Tidspunkt	Test temp. °C	Spec. CH4 prod. m3CH4/m3	VFA	NH3/ NH4+	HRT	VFA activity m3m3/dag/(g/l)	Restpot. m3CH4/m3	VFA pot. m3CH4/m3	Part.pot. m3CH4/m3	Process temp. °C	VFA	IP	37 °C	VFA	Part. %	Total %	25 °C	VFA	Part. %	Total %	20 °C	VFA	Part. %	16 °C	VFA	Part. %				
Termofilt anlæg																																
	Snerlinge	Mar. 2002	55	30.3	0.19	3.23	20.0	5.69	5.90	0.083	5.81	12.79	0.020							16.0%	65.0%	64.3%	3.4%	27.5%	24.6%	100.0%	23.5%	24.6%	15.3%	Model fit uafh. af VFA aktivitet		
	Ribe	Mar. 2002	55	16.25	0.22	2.84	11.0	4.70	7.30	0.096	7.14	10.77	0.031							3.4%	48.4%	47.8%	0.6%	83.3%	19.4%	0.4%	19.7%	19.4%	3.5%	Usikker VFA aktivitetsbestemmelse		
	Filskov	Apr. 2002	55	26.5	0.30	3.25	9.1	6.60	8.00	0.090	7.91	22.66	0.036							1.6%	27.8%	27.5%			15.7%	0.1%	15.8%	15.7%	0.1%			
	Blåhøj	Sep. 2002	55	34.3	2.34	3.05	14.5	0.71	9.00	1.300	7.70	1.28	0.050							5.5%	26.0%	23.0%				2.3%	0.0%	0.3%	2.3%	0.0%		
	Lintup	Sep. 2002	55	18.9	0.30	2.95	13.80	3.19	5.40	0.141	5.26	6.80	0.062							100.0%	12.9%	15.2%				100.0%	1.8%	4.3%	100.0%	1.8%		
	Sludsgård	Sep. 2002	55	43.1	0.21	2.05	19.1	7.53	7.50	0.122	7.38	12.95	0.062							100.0%	14.6%	14.8%				2.0%	16.7%	15.1%	2.0%	16.7%		
	Blåbjerg	Mar. 2003	55	20.3	1.25	2.82	19.2	0.59	3.00	0.746	2.10	0.990	0.066							8.1%	54.5%	42.4%				0.9%	25.9%	23.8%	0.9%	25.9%		
	Filskov	Mar. 2003	55	26.8	0.69	2.53	10.1	2.70	2.50	0.207	2.29	8.990	0.027							2.5%	163.0%	149.7%				0.4%	15.7%	15.4%	0.4%	15.7%		
	Lømvig	Mar. 2003	55	30.2	0.21	2.34	16.5	6.60	4.40	0.087	4.31	15.72	0.037							1.1%	56.8%	55.7%				0.2%	1.3%	1.3%	0.2%	1.3%		
	Lintup	Mar. 2003	55	20.7	0.12	2.72	13.6	8.88	8.10	0.044	8.06	24.09	0.023							0.4%	52.2%	51.9%				1.1%	14.4%	14.4%	1.1%	14.4%		
	Sinding	Mar. 2003	55	49.8	0.03	1.71	20.1	67.90	9.50	0.013	8.77	134.90	0.148							0.4%	2.4%					0.3%	4.2%	3.8%	0.3%	4.2%		
	Vegger	Mar. 2003	55	60.4	1.34	2.63	12.1	2.60	7.10	0.597	6.11	5.86	0.036							1.3%	41.7%	38.1%										
	Blåbjerg	Jun. 2003	55	17.9	1.25	3.81	15.4	0.65	8.26	0.746	7.51	1.09	0.128																			
	Filskov	Oct. 2003	55	25.8	0.69	3.27	9.2	2.84	1.50	0.207	1.29	9.46	0.070																			
	Lintup	Aug. 2003	55	20.7	0.38	3.48	14.3	2.66	5.02	0.173	4.85	5.85	0.044																			
	Snerlinge	Oct. 2003	55	36.6	1.21	?	26.8	0.79	0.76	0.528	0.23	1.82	0.520																			
	Gennemsnit			29.9	0.67	2.85	15.2	7.16	5.83	0.324	5.42	17.25	0.066							20.0%	47.0%	44.4%				33.5%	19.7%	19.9%	17.5%	8.7%		
	Gennemsnit, excl. abnormale							3.78				9.41	0.057							4.0%	36.5%	34.8%				0.4%	19.7%	19.9%	1.0%	8.7%		
Mesofilt anlæg																																
	Hæshøj	Mar. 2002	37	44.1	4.80	3.84	19.90	0.32	13.50	2.280	11.08	0.68	0.070							61.0%	25.7%	31.7%				21.0%	10.0%	11.9%	8.0%	9.7%		
	Fangel	Mar. 2002	37	25.9	0.44	4.55	20.5	2.01	8.00	0.209	7.71	4.22	0.022							80.0%	77.3%	77.3%				2.8%	13.2%	12.9%	2.8%	13.2%		
	Rørvinge	Sep. 2002	35	19.4	1.97	3.08	76.9	0.09	4.88	0.974	3.91	0.18	0.040							100.0%	42.5%	54.0%				2.7%	45.5%	44.3%	50.0%	3.5%		
	Arhus (m)	Nov. 2003	37	24.5	0.13	3.61	20.9	0.82	2.60	0.058	2.54	1.85	0.046																			
	Hæshøj	Jul. 2003	37	40.8	0.95	6.05	19.9	1.51	5.20	0.451	4.75	3.18	0.069							90.3%	48.5%	54.3%				11.9%	27.7%	28.1%	20.3%	8.8%		
	Gennemsnit			30.9	1.66	4.19	31.6	0.95	6.84	0.794	6.00	2.02	0.049							70.5%	48.5%	54.3%				11.9%	27.7%	28.1%	5.4%	8.8%		
	Gennemsnit, excl. abnormale																															

Notes:

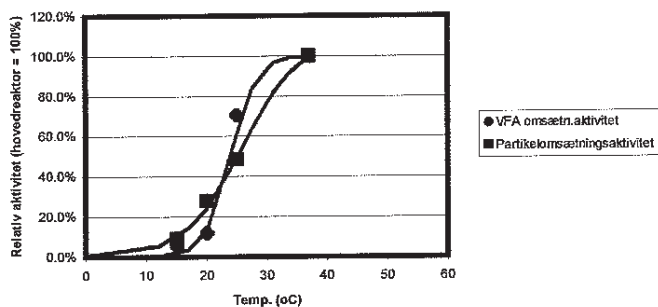
VFA angivet som g/l regnet som Acetat
Resptotiale er potentiale bestemt ved test ved processtemperatur
VFA biogaspotentiale er beregnet som Bushwei potentiale efter GC VFA analyse. Partikulær potentiale på basis heraf, dog min. 0 hvis VFA pot. > totalt resptot.
Værdier som ans s for abnormale er mærket med fed skrifttype

Temperatur/aktivitetsresume			
Termofile anlæg			
Temp. (oC)	VFA aktivitet	Partikelaktivitet	Totalaktivitet
55	100.0%	100.0%	100.0%
37	0.6%	83.3%	82.4%
25	4.0%	36.5%	34.8%
20	0.4%	19.7%	19.9%
15	1.0%	8.7%	8.5%
Mesofile anlæg			
Temp. (oC)	VFA aktivitet	Partikelaktivitet	Totalaktivitet
37	100.0%	100.0%	100.0%
25	70.5%	48.5%	54.3%
20	11.9%	27.7%	28.1%
15	5.4%	8.8%	11.7%

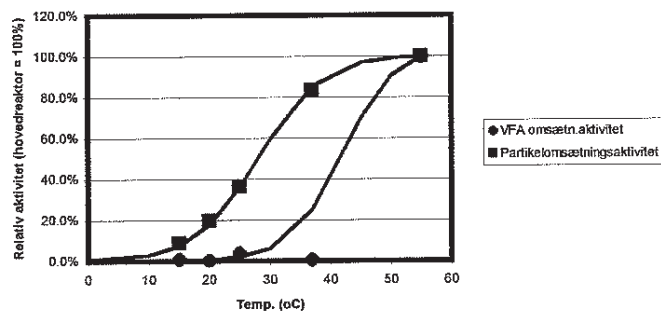
Overall efterudrædningsaktivitet



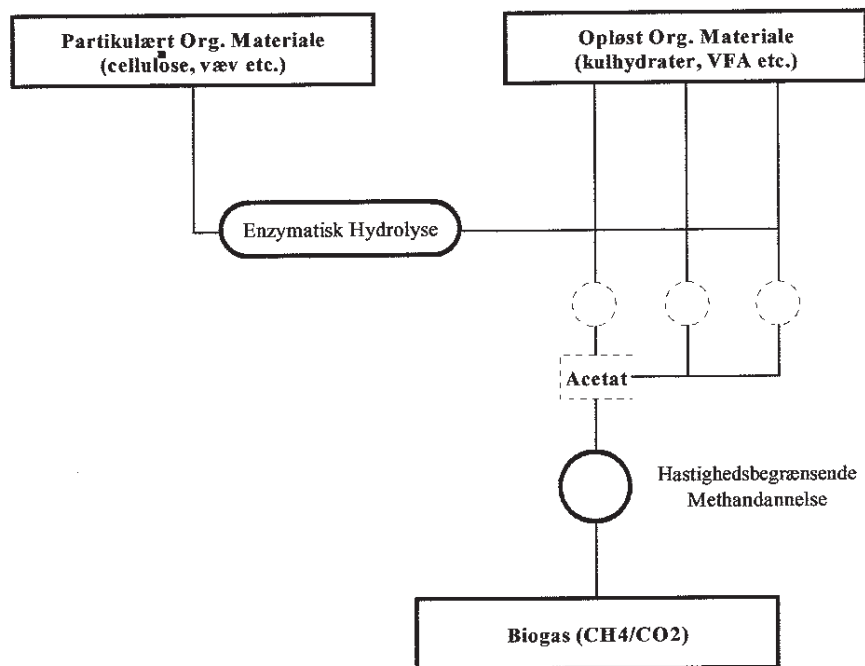
Mesofile anlæg - Relativ efterudrædningsaktivitet



Termofile anlæg - Relativ efterudrædningsaktivitet

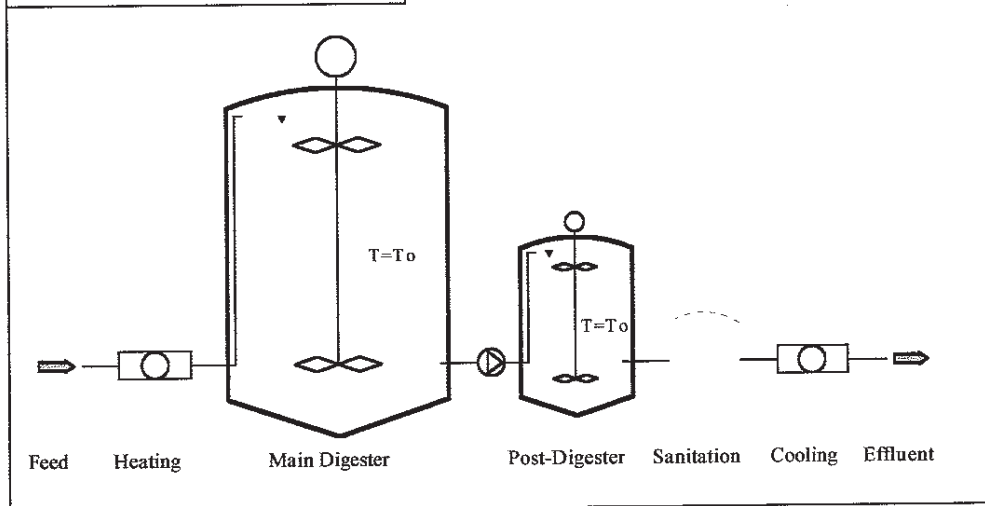


IDEALISERET BIOGAS OMSÆTNINGSMODEL

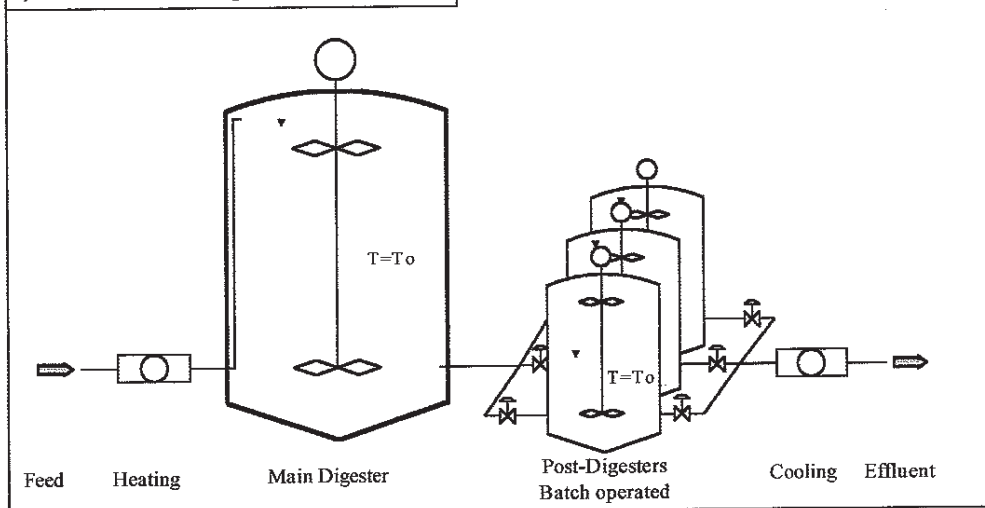


DIGESTER COUPLING CONCEPTS

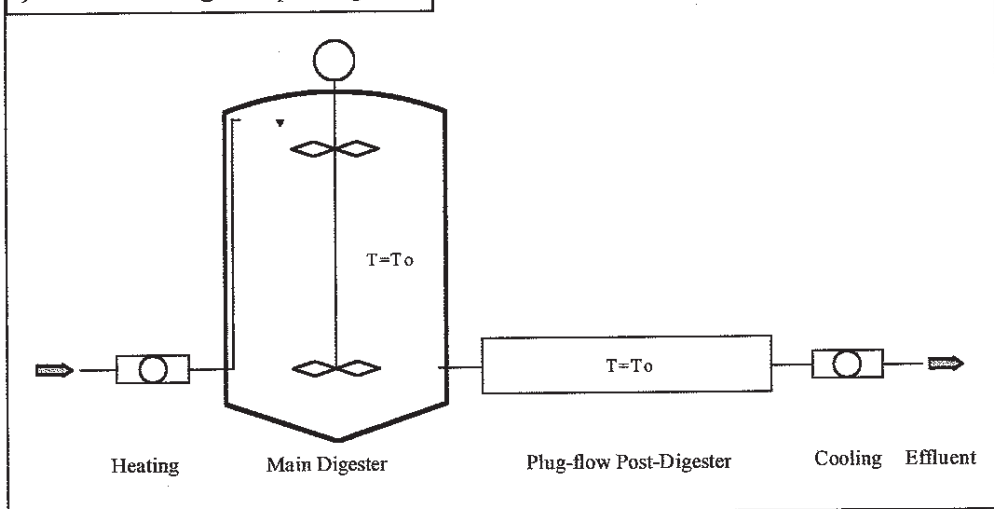
a) CSTR two stage serial coupling



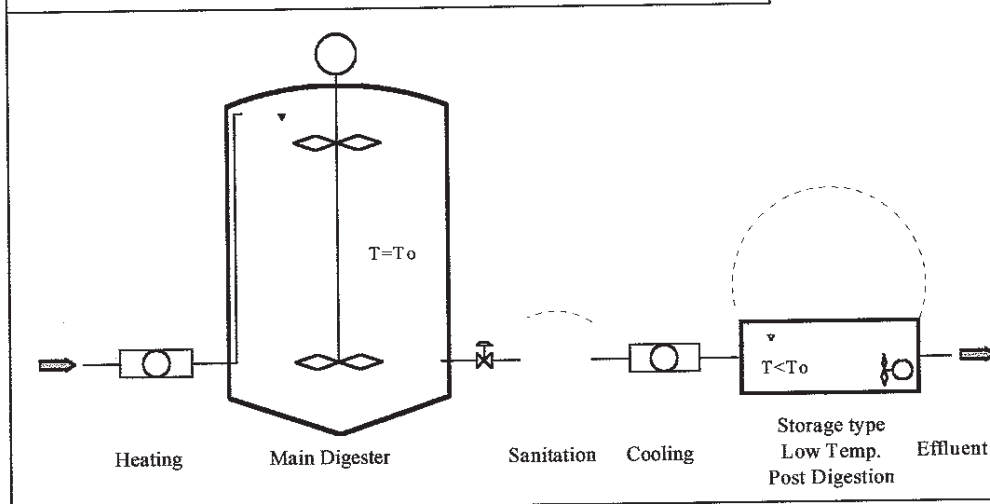
b) CSTR with batch post-digester system



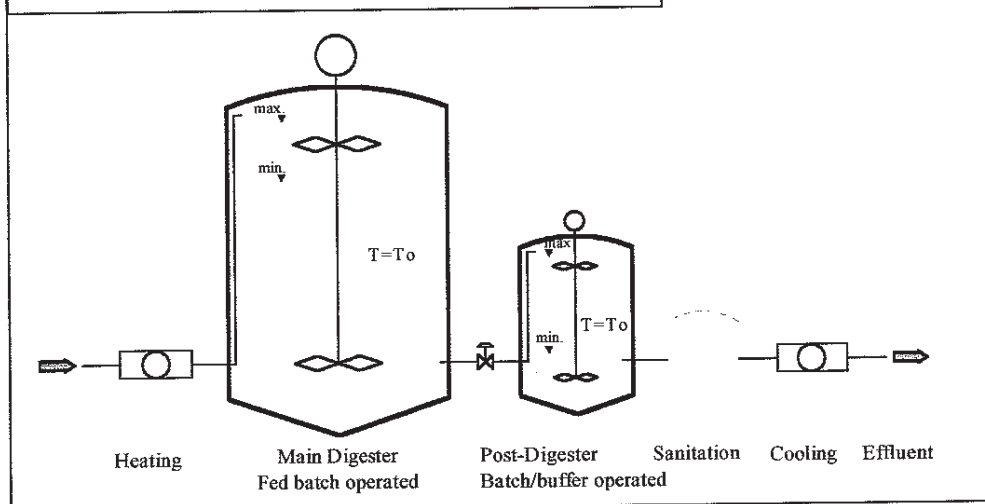
c) CSTR with Plug-flow post-digester



d) CSTR two stage serial coupling with different process temperature



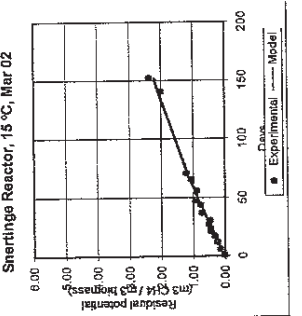
e) Fed batch with periodic extraction to buffer post digester



Processed 2004.09.30 LSE

Results schema

Days	Reactor 500 (liters)	Reactor 250 (liters)	Reactor 200 (liters)	Reactor 150 (liters)
0	0.00	0.00	0.00	0.00
10	0.50	0.40	0.30	0.20
20	1.00	0.80	0.60	0.40
30	1.50	1.20	0.90	0.60
40	2.00	1.60	1.20	0.80
50	2.50	2.00	1.50	1.00
60	3.00	2.40	1.80	1.20
70	3.50	2.80	2.10	1.40
80	4.00	3.20	2.40	1.60
90	4.50	3.60	2.70	1.80
100	5.00	4.00	3.00	2.00
110	5.00	4.00	3.00	2.00
120	5.00	4.00	3.00	2.00
130	5.00	4.00	3.00	2.00
140	5.00	4.00	3.00	2.00
150	5.00	4.00	3.00	2.00

Snertinge
Reactor 15 00

Main reactor	
Period	
Biomass	
Methane	
Specific prodn	
RT HRT	
RT methane	
VFA	
Calc. VFA act	
VFA activity	
Set VFA act	
Residual pot	
Transp. Meth	
Calc. VFA pot	
rVFA	
Part. Pot.	
rp	
B-act	

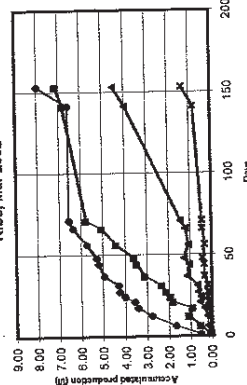
Biogas production: Ribe

Source file: Myer-Study-His-Zhan

Results schema

Plant	1	2	3	4
Sample name	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor
Arrival date of the sample	1/Mar/02	1/Mar/02	1/Mar/02	1/Mar/02
Sort volume of the sample (liter)	5.0	5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (lit)	7	7	7	7
Analysis values				
TS	4.53	4.53	4.53	4.53
%	2.840	4.550	4.550	4.550
Na ₂ CO ₃	0.220	0.220	0.220	0.220
Na ₂ SO ₄	0.220	0.220	0.220	0.220
Test start date	1/Mar/02	1/Mar/02	1/Mar/02	1/Mar/02
Test volume	65	65	65	65
Test temperature	55	55	55	55
Test methane @ test vol. ml	30	30	30	30
Measurements of the methane days				
02.03.2002	1	237.8	0.4	0.4
07.03.2002	6	237.8	0.4	0.4
13.03.2002	17	539.5	2.75	2.75
20.03.2002	21	754	3.68	3.68
25.03.2002	24	225.1	4.01	4.01
30.03.2002	27	111.0	4.33	4.33
04.04.2002	31	42.4	4.86	4.86
07.04.2002	37	321.4	5.20	5.20
14.04.2002	44	123.8	5.31	5.31
26.04.2002	48	62.5	5.75	5.75
05.05.2002	55	320.4	6.39	6.39
19.05.2002	71	92.9	6.67	6.67
20.07.2002	141	-1.3	8.67	8.67
01.08.2002	153	712.4	8.00	8.00

Ribe, Mar 2002



Ribe Reactor 55 oC

Main reactor vol.	5000 m3
Period	31 days
Biomass	14090 m3
Methane	229000 m3 (97%)
Specific production	16.25 l-Methane/l-BM/day
RT HRT	11.00 days
RT methane activity	1.477 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.220 (g/l) GC
Calc. VFA activity	4.70 l-Methane/l-day/(gVFA/l)
Set VFA activity	100%
Residual potential	7.3 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.060 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.096 l-Methane/l-BM
Part Pot.	10.77 l/day
IP	7.144 l-Methane/l-BM
B-act	0.031 e ²
B-act	0.54
B-act	0.354
B-act	0.101161
B-act	1.67
B-act	2.361
B-act	3.41
B-act	3.50
B-act	3.99
B-act	4.23
B-act	4.31
B-act	4.36
B-act	4.525
B-act	5.08
B-act	5.31
B-act	5.75
B-act	6.037
B-act	6.39
B-act	6.67
B-act	8.00

Ribe Reactor 25 oC

Main reactor vol.	5000 m3
Period	31 days
Biomass	14090 m3
Methane	229000 m3 (97%)
Specific production	16.25 l-Methane/l-BM/day
RT HRT	11.00 days
RT methane activity	1.477 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.220 (g/l) GC
Calc. VFA activity	4.70 l-Methane/l-day/(gVFA/l)
Set VFA activity	100%
Residual potential	7.3 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.060 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.096 l-Methane/l-BM
Part Pot.	10.77 l/day
IP	7.144 l-Methane/l-BM
B-act	0.031 e ²
B-act	0.54
B-act	0.354
B-act	0.101161
B-act	1.67
B-act	2.361
B-act	3.41
B-act	3.50
B-act	3.99
B-act	4.23
B-act	4.31
B-act	4.36
B-act	4.525
B-act	5.08
B-act	5.31
B-act	5.75
B-act	6.037
B-act	6.39
B-act	6.67
B-act	8.00

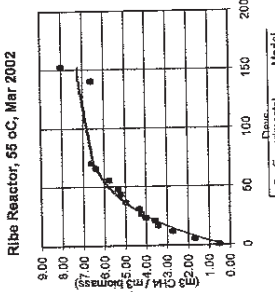
Ribe Reactor 20 oC

Main reactor vol.	5000 m3
Period	31 days
Biomass	14090 m3
Methane	229000 m3 (97%)
Specific production	16.25 l-Methane/l-BM/day
RT HRT	11.00 days
RT methane activity	1.477 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.220 (g/l) GC
Calc. VFA activity	4.70 l-Methane/l-day/(gVFA/l)
Set VFA activity	100%
Residual potential	7.3 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.060 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.096 l-Methane/l-BM
Part Pot.	10.77 l/day
IP	7.144 l-Methane/l-BM
B-act	0.031 e ²
B-act	0.54
B-act	0.354
B-act	0.101161
B-act	1.67
B-act	2.361
B-act	3.41
B-act	3.50
B-act	3.99
B-act	4.23
B-act	4.31
B-act	4.36
B-act	4.525
B-act	5.08
B-act	5.31
B-act	5.75
B-act	6.037
B-act	6.39
B-act	6.67
B-act	8.00

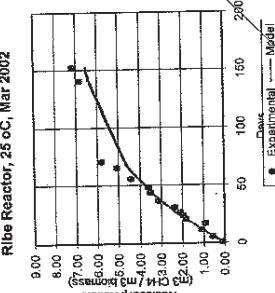
Ribe Reactor 15 oC

Main reactor vol.	5000 m3
Period	31 days
Biomass	14090 m3
Methane	229000 m3 (97%)
Specific production	16.25 l-Methane/l-BM/day
RT HRT	11.00 days
RT methane activity	1.477 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.220 (g/l) GC
Calc. VFA activity	4.70 l-Methane/l-day/(gVFA/l)
Set VFA activity	100%
Residual potential	7.3 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.060 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.096 l-Methane/l-BM
Part Pot.	10.77 l/day
IP	7.144 l-Methane/l-BM
B-act	0.031 e ²
B-act	0.54
B-act	0.354
B-act	0.101161
B-act	1.67
B-act	2.361
B-act	3.41
B-act	3.50
B-act	3.99
B-act	4.23
B-act	4.31
B-act	4.36
B-act	4.525
B-act	5.08
B-act	5.31
B-act	5.75
B-act	6.037
B-act	6.39
B-act	6.67
B-act	8.00

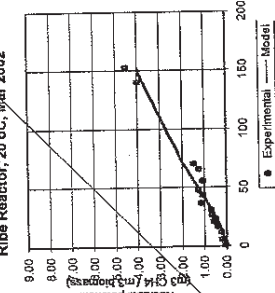
Ribe Reactor, 55 oC, Mar 2002



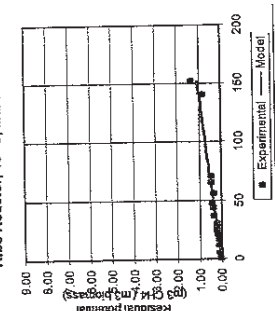
Ribe Reactor, 25 oC, Mar 2002



Ribe Reactor, 20 oC, Mar 2002



Ribe Reactor, 15 oC, Mar 2002



Biogas production: Fliskov

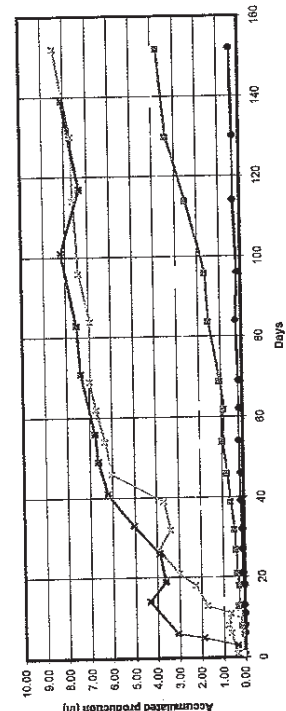
Processed

2004.10.04 LSE

Results scheme

Plant	Fliskov				
	1	2	3	4	5
Sample number	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor
Sample name					
Arrival date of the sample	7/May/02	24/Apr/02	24/Apr/02	24/Apr/02	24/Apr/02
Sort volume of the sample (liter)	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (m)	7	7	7	7	7
Analysis values					
TS	4.46	4.46	4.46	4.46	4.46
VS	1.23	1.23	1.23	1.23	1.23
kg/m3	3.250	3.250	3.250	3.250	3.250
NH ₄ ⁺ /NH ₃	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210
VFA	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Test start date	8/May/02	25/Apr/02	25/Apr/02	25/Apr/02	25/Apr/02
Test volume	55	37	25	20	15
Test temperature	55	37	25	20	15
Transport methane @ testvol	0	0	0	0	0
55 cc	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
Others	0.37	0.40	0.18	0.07	0.06
11.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
13.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
14.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
22.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
27.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
03.06.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
18.06.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
22.05.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
26.06.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
03.07.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
18.07.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
30.07.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
11.08.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
02.09.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0
24.09.2002	185.0	200.0	90.0	95.0	25.0

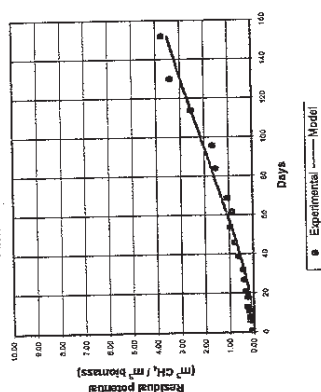
Fliskov Apr/May 2002



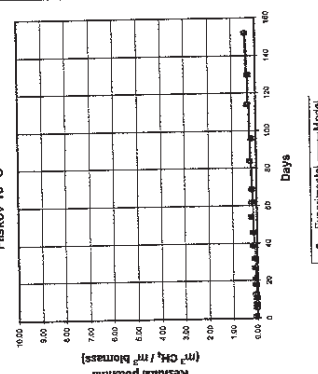
Fliskov Reactor 20C

Main reactor vol.	880 m3	Main reactor vol.	880 m3
Period	30 days	Period	30 days
Biomass	2900 m3	Biomass	2900 m3
Methane	76921 m3 (97%)	Methane	76921 m3 (97%)
Specific production	26.52 l-Methane/l-BM	Specific production	26.52 l-Methane/l-BM
RT HRT	9.10 days	RT HRT	9.10 days
RT methane activity	2.914 l-Methane/l-BM/day	RT methane activity	2.914 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.300 (g/l) GC	VFA	0.300 (g/l) GC
Calc. VFA activity	6.80 l-Methane/day/(gVFA/l)	Calc. VFA activity	6.80 l-Methane/day/(gVFA/l)
Set VFA activity	0.09%	Set VFA activity	0.09%
Residual potential	0.01 l-Methane/day/(gVFA/l)	Residual potential	0.01 l-Methane/day/(gVFA/l)
Transp. Methane	8.0 l-Methane/l-BM	Transp. Methane	8.0 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.000 l-Methane/l-BM	Calc. VFA pot.	0.000 l-Methane/l-BM
rVFA	0.02 1/day	rVFA	0.02 1/day
Part. Pot.	7.910 l-Methane/l-BM	Part. Pot.	7.910 l-Methane/l-BM
rp	0.0057 1/day	rp	0.0057 1/day
B-act	0.07	B-act	0.07
B-ft	0.002280	B-ft	0.002280
e ²	0.02	e ²	0.02
0.014	0.00038	0.014	0.00038
0.02	0.018 0.00002	0.02	0.018 0.00002
0.03	0.028 0.000016	0.03	0.028 0.000016
0.05	0.031 0.000385	0.05	0.031 0.000385
0.04	0.044 0.000013	0.04	0.044 0.000013
0.08	0.051 0.000621	0.08	0.051 0.000621
0.09	0.067 0.000517	0.09	0.067 0.000517
0.081	0.000084	0.081	0.000084
0.15	0.100 0.002481	0.15	0.100 0.002481
0.13	0.120 0.000101	0.13	0.120 0.000101
0.21	0.143 0.004486	0.21	0.143 0.004486
0.17	0.166 0.000014	0.17	0.166 0.000014
0.18	0.187 0.000047	0.18	0.187 0.000047
0.27	0.231 0.001487	0.27	0.231 0.001487
0.17	0.287 0.009489	0.17	0.287 0.009489
0.34	0.322 0.000339	0.34	0.322 0.000339
0.30	0.370 0.004883	0.30	0.370 0.004883
0.42	0.438 0.000259	0.42	0.438 0.000259
0.027733		0.027733	
0.0243324		0.0243324	
0.0243324		0.0243324	

Fliskov 20 °C



Fliskov 15 °C



Results scheme

Plant		Blashtoj		1		2		3	
Sample number	Sample name	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor
Arrival date of the sample		10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02
Sent volume of the sample (liter)		5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (mg)		7	7	7	7	7	7	7	7
Analysis values									
TS	%	-	-	-	-	-	-	-	-
VS	%	2.61	2.61	2.81	2.81	2.81	2.81	2.81	2.81
NH ₄ /NH ₃	kg/m3	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050
VFA	g/l	2.340	2.340	2.340	2.340	2.340	2.340	2.340	2.340
Test volume	liter	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Test temperature	oC	15	15	25	25	25	25	25	25
Transferrable methane @ test vol.	ml	0	0	0	0	0	0	0	0
Measurements of the methane	days	1	141.8	0.26	141.3	0.26	141.3	0.26	141.2
12.08.2002	2	18.1	0.31	0.40	141.3	0.40	141.3	0.40	141.2
13.09.2002	5	26.4	0.36	148.8	148.8	0.70	1088.4	3.44	1088.4
18.09.2002	7	30.7	0.42	80.5	80.5	0.86	200.7	3.84	200.7
20.09.2002	9	53.7	0.53	136.7	136.7	1.14	204.5	4.26	204.5
23.09.2002	12	35.5	0.60	140.1	140.1	1.42	225.7	4.70	225.7
26.09.2002	16	8.9	0.82	93.5	93.5	1.80	180.4	5.06	180.4
01.10.2002	20	28.3	0.68	82.4	82.4	1.77	417.2	6.89	417.2
04.10.2002	23	28.9	0.73	103.4	103.4	1.97	234.6	6.36	234.6
07.10.2002	26	10.8	0.76	65.0	65.0	2.10	172.7	6.71	172.7
10.10.2002	29	29.1	0.81	189.1	189.1	2.50	187.9	7.08	187.9
15.10.2002	34	4.0	0.82	304.0	304.0	3.11	166.0	7.42	166.0
18.10.2002	37	20.2	0.86	125.9	125.9	3.36	97.3	7.81	97.3
30.10.2002	49	8.5	0.88	335.4	335.4	4.04	230.4	8.19	230.4
07.11.2002	67	38.1	0.98	252.8	252.8	4.65	147.6	8.49	147.6
13.11.2002	63	5.9	0.97	191.1	191.1	4.93	47.5	8.68	47.5
21.11.2002	71	-1.8	0.96	165.0	165.0	5.26	92.5	8.77	92.5
26.11.2002	76	-27.6	0.91	96.1	96.1	5.45	-22.8	8.72	-22.8
03.12.2002	83	48.7	1.07	120.3	120.3	6.89	41.0	8.80	41.0
13.12.2002	93	29.3	1.01	189.6	189.6	6.07	85.5	8.97	85.5
20.12.2002	100	22.0	1.11	136.2	136.2	6.35	43.1	9.06	43.1
02.01.2003	113	25.4	1.16	112.9	112.9	6.66	119.3	9.30	119.3

BLAAHOJ
Reactor 55 oCMain reactor vol.Main reactor voB-fitB-actB-act

1

Biogas production: Lintrup

Processed 2004.09.26 LSE

Results scheme

Plant	Lintrup		
	1	2	3
Sample number	Reactor	Reactor	Reactor
Sample name	Reactor	Reactor	Reactor
Arrival date of the sample	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02
Sort volume of the sample (liter)	5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (m)	?	?	?
Analysis values			
VS	2.63	2.63	2.63
NH ₄ ⁺ /NH ₃	2.950	2.950	2.950
VFA	0.300	0.300	0.300
Test start date	11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02
Test volume	0.5	0.5	0.5
Test temperature	15	25	55
Transport methane @ testvol.	0	0	0
Measurements of the methane			
12.09.2002	1	77.2	0.15
13.09.2002	2	3.1	0.16
16.09.2002	5	8.3	0.18
18.09.2002	7	12.2	0.20
20.09.2002	9	10.2	0.22
23.09.2002	12	12.3	0.25
26.09.2002	15	11.4	0.27
01.10.2002	20	5.4	0.28
04.10.2002	23	14.8	0.31
07.10.2002	26	1.5	0.31
10.10.2002	28	17.2	0.37
13.10.2002	34	17.2	0.37
16.10.2002	37	-20.0	0.33
19.10.2002	49	36.3	0.40
22.10.2002	87	22.7	0.45
25.10.2002	83	8.9	0.47
28.10.2002	71	-0.9	0.46
31.10.2002	76	15.2	0.49
03.11.2002	83	25.5	0.54
06.11.2002	83	37.0	0.62
09.11.2002	100	14.8	0.85
12.11.2002	113	49.1	0.75
15.11.2002			
18.11.2002			
21.11.2002			
24.11.2002			
27.11.2002			
30.11.2002			
03.12.2002			
06.12.2002			
09.12.2002			
12.12.2002			
15.12.2002			
18.12.2002			
21.12.2002			
24.12.2002			
27.12.2002			
30.12.2002			
02.01.2003			

LINTRUP Reactor 15C

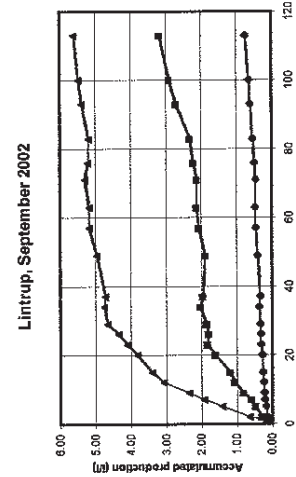
Main reactor vol.	7200 m3
Period	30 days
Biomass	15634 m3
Methane	295705 m3 (97%)
Specific production	18.91 l-Methane/l-BM
RT HRT	13.82 days
RT methane activity	1.369 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.300 (g/l) GC
Calc. VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
Residual potential	5.4 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.141 l-Methane/l-BM
VFA	6.80 l/day
Part. Pot.	5.259 l-Methane/l-BM
rp	0.0011 l/day
B-act	0.15
B-ft	0.148
e ²	0.000075

LINTRUP Reactor 25C

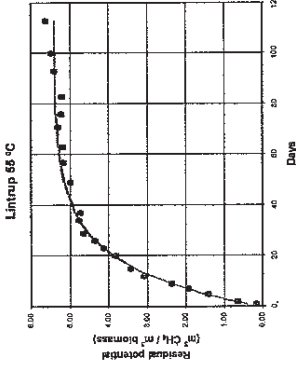
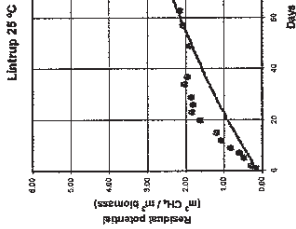
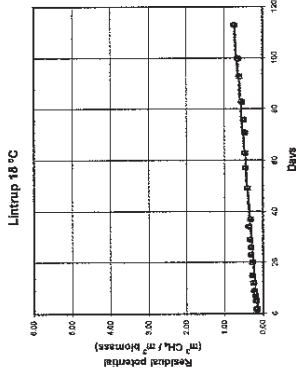
Main reactor vol.	7200 m3
Period	30 days
Biomass	15634 m3
Methane	295705 m3 (97%)
Specific production	18.91 l-Methane/l-BM
RT HRT	13.82 days
RT methane activity	1.369 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.300 (g/l) GC
Calc. VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
Residual potential	5.4 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.141 l-Methane/l-BM
VFA	6.80 l/day
Part. Pot.	5.259 l-Methane/l-BM
rp	0.008 l/day
B-act	0.15
B-ft	0.177
e ²	0.000543

LINTRUP Reactor 55C

Main reactor vol.	7200 m3
Period	30 days
Biomass	15634 m3
Methane	295705 m3 (97%)
Specific production	18.91 l-Methane/l-BM
RT HRT	13.82 days
RT methane activity	1.369 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.300 (g/l) GC
Calc. VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	3.19 l-Methane/day/(gVFA/l)
Residual potential	5.4 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.141 l-Methane/l-BM
VFA	6.80 l/day
Part. Pot.	5.259 l-Methane/l-BM
rp	0.052 l/day
B-act	0.15
B-ft	0.412
e ²	0.066610

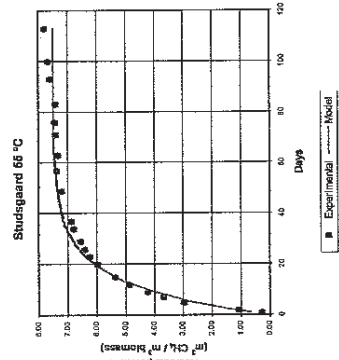
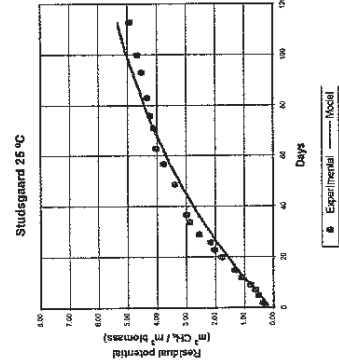
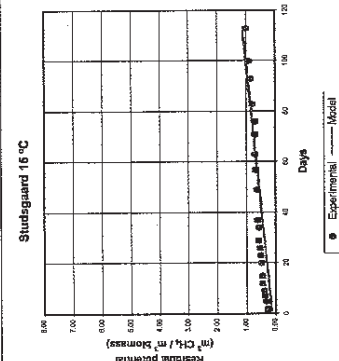
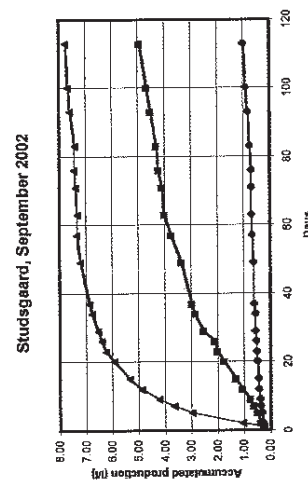


Lintrup, September 2002



Results scheme

Plant		Studsgaard						
Sample number	Sample name	1		2		3		
		Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	Reactor	
Arrival date of the sample		10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02	
Sent volume of the sample (litr)		5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	
Developed methane in the sample (ml)		?	?	?	?	?	?	
Analysis values								
%		2.10	-	-	-	-	-	
%		2.10	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10	
kg/m3		2.050	2.050	2.050	2.050	2.050	2.050	
NH ₄ ⁺ /NH ₃		0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
NFA		11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02	
Test start date		0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	
Test volume		15	25	25	25	25	25	
Test temperature		0	0	0	0	0	0	
Transport methane @ testvol		ml	ml	ml	ml	ml	ml	
Measurements of the methane		days	days	days	days	days	days	
12.09.2002		1	134.8	0.27	134.2	0.27	134.3	
13.09.2002		2	8.3	0.29	49.0	0.37	395.3	
16.09.2002		5	20.1	0.33	66.9	0.50	854.8	
18.09.2002		7	20.7	0.37	61.0	0.62	345.0	
20.09.2002		8	13.1	0.39	81.3	0.78	284.3	
23.09.2002		12	25.1	0.44	144.8	1.07	321.9	
26.09.2002		16	4.9	0.45	124.7	1.32	237.7	
01.10.2002		20	14.5	0.48	215.4	1.76	299.2	
04.10.2002		23	16.8	0.52	128.0	2.01	144.5	
07.10.2002		26	8.0	0.53	87.0	2.15	86.3	
10.10.2002		29	20.0	0.57	199.1	2.54	70.1	
15.10.2002		34	0.6	0.67	164.4	2.87	114.2	
18.10.2002		37	18.2	0.61	51.3	2.98	46.3	
30.10.2002		48	18.8	0.64	198.0	3.37	164.5	
07.11.2002		57	21.6	0.69	189.5	3.75	79.5	
13.11.2002		63	6.9	0.70	131.9	4.01	-18.0	
21.11.2002		71	-1.2	0.70	46.5	4.11	41.8	
26.11.2002		76	1.9	0.70	63.4	4.23	14.5	
03.12.2002		83	42.0	0.79	43.8	4.32	-11.4	
13.12.2002		93	33.0	0.85	101.0	4.52	96.1	
20.12.2002		100	31.6	0.92	69.6	4.66	35.1	
02.01.2003		113	43.7	1.00	130.1	4.82	54.5	

STUDSGAARD
Reactor 15C[illegible]STUDSGAARD
Reactor 25C

Main reactor vol.	6000 m ³
Period	30 days
Biomass	9434 m ³
Methane	406371 m ³ (37%)
Specific production	
RT HRT	43.08 L/methanol-BM
RT methane activity	19.08 days
VFA	2.258 L/methanol-BM/day
Calc. VFA activity	0.210 g/L GC
VFA activity factor	7.53 L/methanol/day/(g VFA/gVFA)
Set VFA activity	100%
Residual potential	7.53 L/methanol/day/(g VFA/gVFA)
Transp. Methane	7.5 L/methanol-BM
Calc. VFA pot.	0.000 L/methanol-BM
VFA	12.95 l/day
Part. Pot.	7.378 L/methanol-BM
tp	0.011 t/day
B-act	9.358%
B-act	B-act
	0.27
	0.197
	0.005144
	0.276
	0.008088
	0.511
	0.000117
	0.663
	0.001687
	0.812
	0.000726
	1.07
	0.020246
	1.32
	0.037146
	1.574
	0.035480
	1.76
	0.034840
	2.01
	1.766
	0.037539
	2.15
	1.953
	0.036917
	2.54
	2.133
	0.205541
	2.87
	2.420
	0.205541
	2.96
	2.585
	0.152960
	3.193
	0.052168
	3.37
	3.555
	0.037448
	3.75
	3.807
	0.042197
	4.01
	4.118
	0.000159
	4.11
	0.000159
	4.23
	0.004464
	4.32
	0.046843
	4.32
	0.046843
	4.82
	0.104337
	4.86
	0.146893
	4.82
	0.202761
	5.370
	0.202761
	1.500013
	0.003376

STUDSGAARD
Reactor 55C

Main reactor vol.	6000 m3	30 days	9434 m3	403371 m3 (97%)
Period				
Biomass				
Methane				
Specific production	43.08	1-Methanol-BM		
RT HRT	19.08 days			
RT methane activity	2.258	Methanol-BM/day		
Calc. VFA activity	0.210 (g/l)	GC		
Set VFA activity	7.55	Methanol/day (g/VFAU)		
Residual potential	100%			
Transp. Methane	7.55	Methanol/day (g/VFAU)		
Calc. VFA pot.	0.000	1-Methanol-BM		
A/VFA	0.122	1-Methanol-BM		
Part. Pot.	12.95	1/day		
np	7.378	Methanol-BM		
B-act	0.082	1/day		
B-fit	ϕ^2			
	0.27	0.060	0.152657	
	1.06	1.198	0.018993	
	2.97	2.572	0.157984	
	3.66	3.318	0.117123	
	4.23	3.950	0.077420	
	4.87	4.724	0.021838	
	5.35	5.330	0.000320	
	5.95	6.050	0.012922	
	6.24	6.374	0.019189	
	6.41	6.619	0.044743	
	6.55	6.811	0.069342	
	6.78	7.043	0.071092	
	6.87	7.143	0.074891	
	7.20	7.386	0.028359	
	7.35	7.431	0.006332	
	7.32	7.458	0.020301	
	7.40	7.478	0.006297	
	7.43	7.485	0.003331	
	7.40	7.492	0.007556	
	7.60	7.496	0.010124	
	7.67	7.498	0.029435	
	7.78	7.499	0.076703	
			1.26331	

Biogas production: Blaabjerg

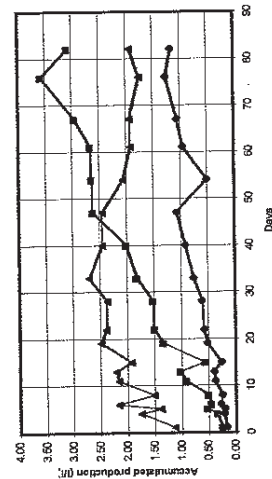
Processed: 2004.09.25 L&E

Results scheme

Source file: Fagpakke 2 - Methanmålninger

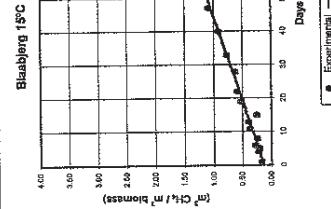
Plant	Blaabjerg			
Sample number	1	2	3	Reactor
Arrival date of the sample	19/Mar/03	19/Mar/03	19/Mar/03	
Seal volume of the sample (liter)	5.0	5.0	5.0	
Developed methane in the sample (m³)	750	750	750	
Analysis values				
TS	3.00	3.00	3.00	
VS	2.820	2.820	2.820	
NH ₄ ⁺ /N-H ₂	1.250	1.250	1.250	
VFA	0.5	0.5	0.5	
Test start date	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03	
Test volume	15	25	55	
Test temperature	75	75	75	
Transmittance of the methane	1	2	3	
Measurements of the methane	1	2	3	
21.03.2003	10.6	0.17	48.5	1.14
24.03.2003	4	24.3	0.22	1.75
25.03.2003	5	-8.8	0.21	1.38
26.03.2003	6	35.9	0.28	1.38
28.03.2003	8	-15.9	0.26	1.51
31.03.2003	11	65.7	0.38	2.17
02.04.2003	13	9.9	0.40	2.21
04.04.2003	16	-70.5	0.26	1.93
05.04.2003	19	133.8	0.53	2.48
11.04.2003	22	31.0	0.59	2.38
17.04.2003	28	17.1	0.62	2.70
22.04.2003	33	74.7	0.77	2.45
25.04.2003	40	69.6	0.91	2.82
05.05.2003	47	84.4	1.08	2.45
13.05.2003	54	-285.1	0.51	2.08
20.05.2003	61	217.7	0.96	1.92
26.05.2003	67	60.0	1.07	1.94
04.06.2003	76	97.0	1.26	1.78
10.06.2003	82	-44.2	1.17	1.82

Blaabjerg, March 2003



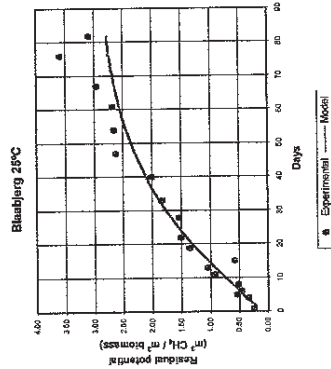
BLAABJERG Reactor 15C

Main reactor vol.	5000 m³	B-fit	0.17	0.167	0.000015	B-act	0.17	0.167	0.000015
Period	31 days		0.22	0.220	0.000000		0.22	0.220	0.000000
Biomass	8075 m³		0.21	0.238	0.000873		0.21	0.238	0.000873
Methane	163930 m³ (97%)		0.28	0.258	0.000581		0.28	0.258	0.000581
Specific production	20.30 L-methane/BM		0.25	0.263	0.001973		0.25	0.263	0.001973
RT HRT	19.20 days		0.40	0.387	0.000160		0.40	0.387	0.000160
RT methane activity	1.058 L-methane/BM/day		0.28	0.435	0.000942		0.28	0.435	0.000942
VFA	1.250 (g/l) GC		0.53	0.503	0.000342		0.53	0.503	0.000342
Calc. VFA activity	0.59 L-methane/day/(gVFA/l)		0.59	0.561	0.000810		0.59	0.561	0.000810
VFA activity factor	0.01 L-methane/day/(gVFA/l)		0.62	0.679	0.003011		0.62	0.679	0.003011
Set VFA activity	3 L-methane/BM		0.77	0.777	0.000000		0.77	0.777	0.000000
Residual potential	0.150 L-methane/BM		0.91	0.912	0.000000		0.91	0.912	0.000000
Transp. Methane	0.746 L-methane/BM		1.08	1.044	0.001392		1.08	1.044	0.001392
Calc. VFA pot.	0.02 l/day		0.51	1.172	0.438515		0.51	1.172	0.438515
rVFA	2.104 L-methane/BM		0.95	1.295	0.121292		0.95	1.295	0.121292
Part. Pot.	0.073 l/day		1.07	1.398	0.108453		1.07	1.398	0.108453
IP	10.95%		1.26	1.540	0.077989		1.26	1.540	0.077989
B-act			1.17	1.630	0.210045		1.17	1.630	0.210045
					0.892449				0.892449



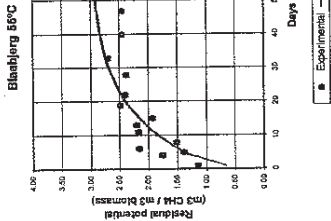
BLAABJERG Reactor 25C

Main reactor vol.	5000 m³	B-fit	0.25	0.208	0.001547	B-act	0.25	0.208	0.001547
Period	31 days		0.35	0.389	0.001857		0.35	0.389	0.001857
Biomass	8075 m³		0.53	0.447	0.007468		0.53	0.447	0.007468
Methane	163930 m³ (97%)		0.46	0.508	0.002016		0.46	0.508	0.002016
Specific production	20.30 L-methane/BM		0.51	0.830	0.013302		0.51	0.830	0.013302
RT HRT	19.20 days		0.92	0.809	0.012587		0.92	0.809	0.012587
RT methane activity	1.058 L-methane/BM/day		1.04	0.928	0.012213		1.04	0.928	0.012213
VFA	1.250 (g/l) GC		0.57	1.040	0.216042		0.57	1.040	0.216042
Calc. VFA activity	0.59 L-methane/day/(gVFA/l)		1.35	1.257	0.007865		1.35	1.257	0.007865
VFA activity factor	0.05 L-methane/day/(gVFA/l)		1.50	1.498	0.008538		1.50	1.498	0.008538
Set VFA activity	3.0 L-methane/BM		1.52	1.881	0.024381		1.52	1.881	0.024381
Residual potential	0.150 L-methane/BM		1.82	1.878	0.002888		1.82	1.878	0.002888
Transp. Methane	0.746 L-methane/BM		2.00	2.111	0.011888		2.00	2.111	0.011888
Calc. VFA pot.	0.08 l/day		2.52	2.299	0.104511		2.52	2.299	0.104511
rVFA	2.104 L-methane/BM		2.55	2.448	0.039450		2.55	2.448	0.039450
Part. Pot.	15.87%		2.67	2.588	0.010258		2.67	2.588	0.010258
IP			2.95	2.850	0.091124		2.95	2.850	0.091124
B-act			3.58	2.745	0.693571		3.58	2.745	0.693571
			3.08	2.704	0.080937		3.08	2.704	0.080937
					1.344625				1.344625



BLAABJERG Reactor 55C

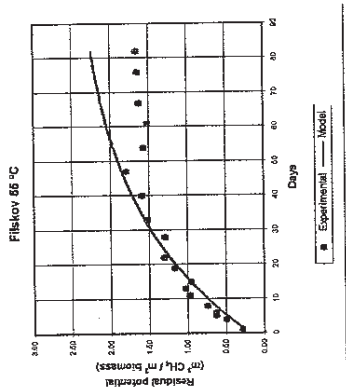
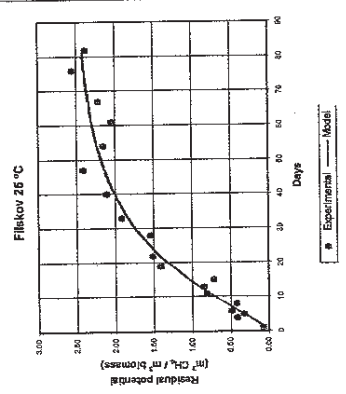
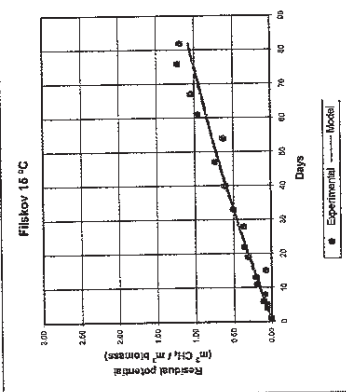
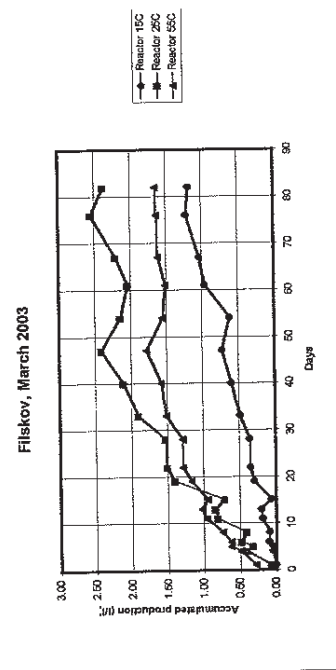
Main reactor vol.	5000 m³	B-fit	1.14	0.889	0.221191	B-act	1.14	0.889	0.221191
Period	31 days		1.75	1.258	0.244139		1.75	1.258	0.244139
Biomass	8075 m³		1.38	1.375	0.000040		1.38	1.375	0.000040
Methane	163930 m³ (97%)		2.16	1.482	0.486488		2.16	1.482	0.486488
Specific production	20.30 L-methane/BM		1.51	1.870	0.025424		1.51	1.870	0.025424
RT HRT	19.20 days		2.17	1.809	0.098957		2.17	1.809	0.098957
RT methane activity	1.058 L-methane/BM/day		2.21	2.044	0.028865		2.21	2.044	0.028865
VFA	1.250 (g/l) GC		1.93	2.163	0.058170		1.93	2.163	0.058170
Calc. VFA activity	0.59 L-methane/day/(gVFA/l)		2.48	2.357	0.015725		2.48	2.357	0.015725
VFA activity factor	3.0 L-methane/BM		2.39	2.472	0.008709		2.39	2.472	0.008709
Set VFA activity	0.150 L-methane/BM		2.38	2.845	0.071488		2.38	2.845	0.071488
Residual potential	0.746 L-methane/BM		2.70	2.745	0.002003		2.70	2.745	0.002003
Transp. Methane	0.99 l/day		2.45	2.839	0.150143		2.45	2.839	0.150143
Calc. VFA pot.	2.104 L-methane/BM		2.45	2.899	0.204003		2.45	2.899	0.204003
rVFA	0.08 l/day		2.08	2.836	0.782904		2.08	2.836	0.782904
Part. Pot.	15.71%		1.92	2.960	1.068356		1.92	2.960	1.068356
IP			1.76	2.985	1.511454		1.76	2.985	1.511454
B-act			1.92	2.890	1.142781		1.92	2.890	1.142781
					7.130785				7.130785



Biogas production: Filskov

Source file: Fagpakke 2 - Methanmålinger

Plant		Fliskov		
Sample number Sample name		1 Reactor	2 Reactor	3 Reactor
Arrival date of the sample		19/Mar/03		19/Mar/03
Sent volume of the sample (liter)		5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (ml)		0	0	0
Analysis values				
TS	%	-	-	-
VS	%	2.06	2.06	2.06
NP ₄ , NP ₅	Kgm3	2.530	2.530	2.530
WFA	g/l	0.130	0.130	0.130
Test start date		20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03
Test volume	liter	0.5	0.5	0.5
Test temperature	oC	15	25	55
Transports methane @ testvol.	ml	0	0	0
Measurements of the methane	days	ml	U (atk.)	U (atk.)
21.03.2003	1	5.8	0.01	0.07
24.03.2003	4	21.7	0.06	167.7
25.03.2003	5	-0.7	0.05	-42.7
26.03.2003	6	27.0	0.11	79.5
28.03.2003	8	-7.5	0.59	-32.9
31.03.2003	11	47.5	0.18	188.8
02.04.2003	13	9.2	0.21	18.6
04.04.2003	15	-97.0	0.67	-85.0
08.04.2003	19	114.6	0.30	342.5
11.04.2003	22	26.0	0.35	51.7
17.04.2003	28	2.8	0.36	16.0
22.04.2003	33	67.3	0.48	185.0
23.04.2003	40	55.6	0.50	100.6
06.05.2003	47	84.2	0.73	152.7
13.05.2003	54	-55.9	0.62	-132.6
20.05.2003	61	170.4	0.56	52.5
26.05.2003	67	40.5	1.04	82.9
04.06.2003	76	89.8	1.22	170.0
10.06.2003	82	-16.3	1.18	-83.7
			U (atk.)	U (atk.)
			142.6	0.29
			102.8	0.49
			64.8	0.52
			-0.4	0.62
			59.8	0.74
			113.4	0.97
			30.3	1.03
			-36.1	0.95
			110.8	1.17
			92.9	1.30
			-2.4	1.29
			111.8	1.52
			37.1	1.69
			99.1	1.79
			-113.7	1.66
			-22.7	1.52
			55.0	1.82
			2.56	1.63
			2.38	1.65

FILSKOV
Reactor 25

Main reactor vol.	880 m ³	26.75 l-Methane/EBM	0.05	0.02	2.293 l-Methane/EBM	19.64%
Period	31 days	10.06 days				
Biomass	2711 mg	2.658 l-Methane/EBM/day	0.090 (g/g) GC	0.05	0.007 l/day	B-act
Methane	72508 m ³ (67%)	2.70 l-Methane/EBM/day (g/VFA)	0.090 (g/g) GC	0.05	0.007 l/day	B-act
Specific production						
RT RTI						
RTI methane activity						
VFA						
Calc. VFA activity						
VFA activity factor						
Set. VFA activity						
Residual						
Transp. Methane						
Calc. VFA pct.						
nFA						
Part. Pol.						
IP						
B-act						

0.13	0.771	0.022366	0.036317
0.52	0.853	0.011802	0.009247
0.96	0.921	0.034801	
1.04	1.017	0.042180	
1.22	1.078	0.012503	
1.19		0.140079	0.00788155

FILSKOV
Reactor 25 oC

Main reactor vol.	800 m3	31 days	2711 m3	72508 m3 (67%)
Period				
Biomass				
Methane				
Specific production	26.75	Methane/BM		
RT HRT	10.06	days		
RT methane activity	2.659	Methane-BM/day		
RT methane	0.693	(g/g) GC		
Culc. VFA activity	2.70	Methane/day(gVFA)		
VFA activity factor	2.5%			
Set VFA activity	0.07	Methane/day(gVFA)		
Residual potential	2.5	Methane-BM		
Transp. Methane	0.000	Methane-BM		
Calc. VFA pot.	0.207	Methane-BM		
RT VFA	0.22	1/day		
Prod. Pot.	2.293	Methane-BM		
TP	0.044	1/day	13.52%	
B-act	B-RII	e ⁻²		
	0.07			
	0.052	0.00458		
	0.41	0.252	0.024620	
	0.32	0.328	0.000007	
	0.48	0.401	0.006540	
	0.42	0.553	0.018599	
	0.81	0.772	0.001421	
	0.85	0.910	0.003860	
	0.72	1.038	0.003039	
	1.40	1.269	0.017760	
	1.51	1.419	0.007427	
	1.54	1.689	0.017255	
	1.81	1.833	0.005614	
	2.11	2.008	0.009873	
	2.41	2.130	0.075494	

2.15	2.235	0.007411	0.292001
2.04	2.305	0.068262	0.031155
2.21	2.350	0.019767	
2.55	2.398	0.022688	
2.98	2.423	0.001917	
		0.411727	0.003395

FILSKOV
Reactor 55 oC

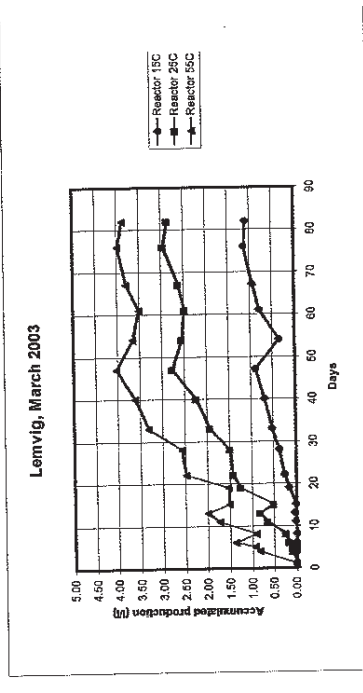
Period	880 m3	31 days
Biomass	2711 m3	
Methane	7250 m3 (97%)	
Specific production	2673 Methane-BM	
RT HRT	10.09 days	
RT methane activity	2.651 Methane-BM/day	
VFA	0.960 (g)/GC	
Calc. VFA activity	2.70 Methane/day/(gVFA/l)	
Sol. VFA activity	100%	
Residual potential	2.70 Methane/day/(gVFA/l)	
Transp. Methane	0.000 Methane-BM	
Calc. VFA pot.	0.207 Methane-BM	
rVFA	6.99 /day	
Part. Pot.	0.207 Methane-BM	9.49%
ip	2.923 Methane-BM	
Bact	B-Fit	e ²
	0.29	0.291 0.000566
	0.49	0.436 0.003052
	0.82	0.491 0.016869
	0.92	0.544 0.035723
	0.74	0.647 0.068534
	0.97	0.791 0.03901
	0.93	0.881 0.021206
	0.96	0.968 0.00244
	1.17	1.123 0.002392
	1.30	1.230 0.00491
	1.48	1.420 0.016316
	1.52	1.596 0.037647
	1.59	1.719 0.09811
	1.79	1.853 0.092282

1.56	1.985	1.763301	0.132515
1.52	2.057	0.289512	10.054532
1.52	2.123	0.251844	
1.63	2.205	0.324416	
1.65	2.249	0.353077	
		1.518764	
		10.214452	

Results scheme

Source file: Fagpakke 2 - Methanmålinger

Plant Sample number Sample name	Lemvig	1		2		3	
		Reactor	Reactor	Reactor	Reactor		
Arrival date of the sample	19/Mar/03						
Sent volume of the sample (liter)	5.0						
Developed methane in the sample (ml)	0						
Analysis values							
TS	%	-	-	-	-		
VS	%	3.24	3.24	3.24	3.24		
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m ³	2.340	2.340	2.340	2.340		
NFA	g/l	0.210	0.210	0.210	0.210		
Test start date		20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03		
Test volume	liter	0.5	0.5	0.5	0.5		
Test temperature	°C	15	25	25	55		
Measurements of the methane days	ml	0	0	0	0		
21.03.2003	1	0.0	0.00	0.0	0.0		
24.03.2003	4	1.8	0.00	0.10	423.2		
25.03.2003	5	0.2	0.00	0.09	49.1		
26.03.2003	6	2.8	0.01	44.5	212.5		
28.03.2003	8	-1.3	0.01	34.9	-230.5		
31.03.2003	11	9.1	0.03	205.7	417.1		
02.04.2003	13	6.5	0.04	81.7	131.2		
04.04.2003	15	-3.0	0.02	-451.2	-247.4		
08.04.2003	19	76.3	0.17	587.2	1.26		
11.04.2003	22	44.8	0.28	87.0	1.43		
14.04.2003	28	57.2	0.38	33.6	1.50		
22.04.2003	33	75.0	0.53	226.2	1.95		
25.04.2003	40	89.8	0.71	145.9	2.24		
26.05.2003	47	92.0	0.89	281.4	2.77		
05.06.2003	54	-271.8	-106.8	2.55	-189.3		
13.05.2003	61	229.2	0.80	-39.3	2.47		
20.05.2003	67	58.7	0.84	89.2	2.81		
28.05.2003	87	95.2	1.13	170.0	2.85		
04.06.2003	78	82	1.09	-44.7	2.96		
10.08.2003							



Reader 15 oC

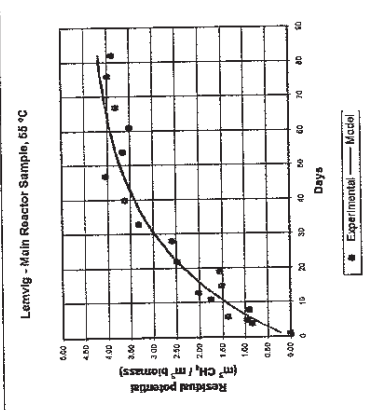
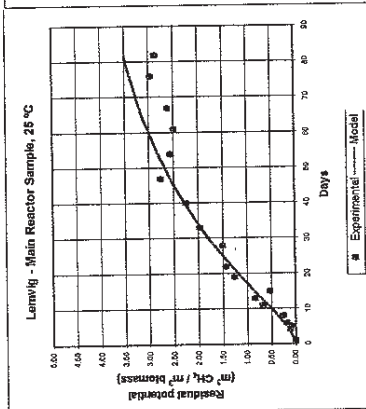
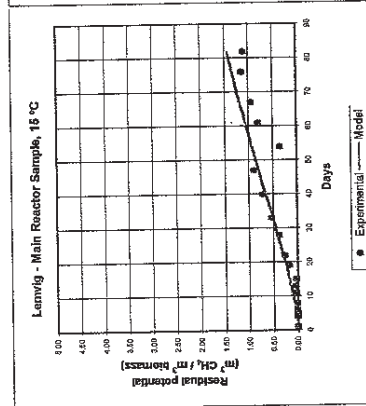
Main reactor vol.	7000 m3
Period	31 days
Biomass	13890 m3
Methane	42306 m3 (97%)
Specific production	
RT RT	30.24 l-Methane/l-BM
RT RT	15.57 l-Methane/l-BM/day
RT RT	1.950 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.210 (g/l) GC
Calc. VFA activity	6.50 l-Methane/day/(gVFA)
VFA activity factor	0.4%
Set VFA activity	0.03 l-Methane/day/(gVFA)
Residual potential	4.4 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.087 l-Methane/l-BM
RT	0.08 l/day
Part. Pot.	4.313 l-Methane/l-BM
rp	0.0056 day ⁻¹ 33.92%
B-act	
	0.006 0.000037
	0.00 0.031 0.000744
	0.00 0.041 0.001377
	0.01 0.052 0.001809
	0.01 0.077 0.004836
	0.03 0.118 0.006688
	0.04 0.149 0.012240
	0.02 0.181 0.025915
	0.17 0.251 0.0090931
	0.26 0.306 0.001878
	0.38 0.421 0.001866
	0.53 0.520 0.000042
	0.71 0.661 0.002048
	0.89 0.801 0.006720

ENVIG
Reactor 25 oC

Main reactor vol.	7000 m ³	13390 m ³	423068 m ³ (97%)
Period	31 days		
Glassmass			
Methane			
Specific production	30.24 l-Methanol/BM	15.61 days	
RT HRT	1960 l-Methanol/BM/day		
RT methane activity	0.210 (g/l) GC		
VFA	6.50 l-Methanol/day/(gVFA/l)	1.1%	
Calc. VFA activity	0.07 l-Methanol/day/(gVFA/l)		
Set VFA activity factor	4.4 l-Methanol/BM		
Residual potential	0.005 l-Methanol/BM		
Transp. Methane	0.087 l-Methanol/BM		
Calc. VFA pot.	0.17 l/day		
N/A			
Part. Pot.	4.313 l-Methanol/BM		
pp	0.021 l/day	13.93%	
B-act	B-fil	e ²	
	0.00	0.021	0.000447
	0.10	0.141	0.001517
	0.08	0.195	0.010310
	0.18	0.252	0.004898
	0.25	0.379	0.15812
	0.96	0.979	0.007958
	0.83	0.717	0.011970
	0.52	0.855	0.109652
	1.28	1.125	0.017695
	1.43	1.318	0.013040
	1.50	1.877	0.031486
	1.95	1.847	0.000031
	2.24	2.281	0.001373
	2.77	2.570	0.038598

Reactor 55 oC
.ENVIG

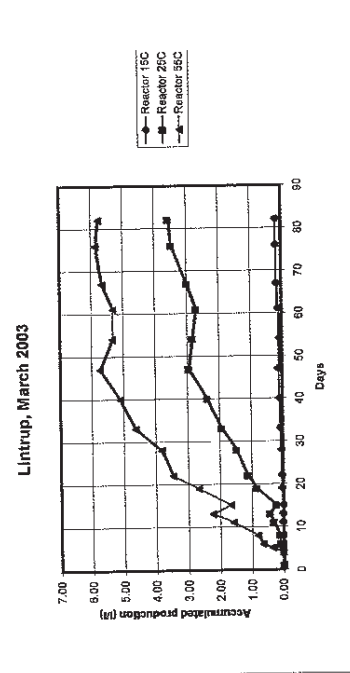
Main reactor vol.	7000 m ³	31 d ^{age}	13990 m ³	423066 m ³ (97%)
Specific production	30.24	I-Methanol-BM		
RT HRT	16.51	days		
RT methane activity	1.950	I-Methanol-BM/day		
Calc. VFA activity	0.210	(g/l) GC		
VFA activity factor	6.50	I-Methanol/day/(gVFA/l)		
Std VFA activity	100%			
Residual potential	6.50	I-Methanol/day/(gVFA/l)		
Transp. Methane	4.4	I-Methanol-BM		
Calc. VFA pot.	0.000	I-Methanol-BM		
VFA	0.087	I-Methanol-BM		
Part. Pot.	16.72	1/day		
tp	4.313	I-Methanol-BM		
B-act	0.0370	1/day	16.93%	
B-act	B-Itt	σ^2		
	0.00	0.234	0.054800	
	0.85	0.671	0.030659	
	0.84	0.937	0.019021	
	1.37	0.937	0.187000	
	0.91	1.184	0.075893	
	1.74	1.522	0.048791	
	2.01	1.727	0.077233	
	1.51	1.918	0.169008	
	1.54	2.260	0.517969	
	2.48	2.484	0.030242	
	2.56	2.888	0.076933	
	3.32	3.125	0.032176	
	3.61	3.416	0.034969	
	4.03	3.640	0.152835	



Biogas production: Lintrup

Source file: Fagpakke 2 - Methanmålinger

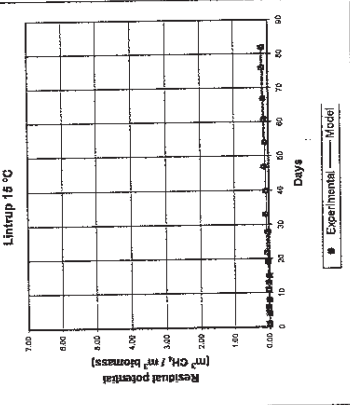
Plant		Lintrup					
		1		2		3	
Sample number	Reactor	19/Mar/03	19/Mar/03	19/Mar/03	19/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03
Sample name	Reactor	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
Arrival date of the sample							
Sent volume of the sample (liter)							
Developed methane in the sample (ml)		0	0	0	0	0	0
Analysis values							
TS	%	3.45	-	-	-	-	-
VS	%	2.720	3.45	3.45	3.45	3.45	3.45
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m ³	2.720	2.720	2.720	2.720	2.720	2.720
NFA	g/l	0.120	0.120	0.120	0.120	0.120	0.120
Test start date		20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03
Test volume	liter	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Test temperature	°C	15	15	25	25	25	25
Test temperature	°C	0	0	0	0	0	0
Measurements of the methane	days						
21.03.2003	1	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
22.03.2003	2	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
23.03.2003	3	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
24.03.2003	4	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
25.03.2003	5	11.4	0.02	13.3	0.03	173.4	0.35
26.03.2003	6	-6.6	-0.01	34.5	0.10	163.2	0.87
28.03.2003	8	-1.7	0.01	6.6	0.11	74.7	0.82
31.03.2003	11	4.4	0.01	99.0	0.31	379.8	1.58
02.04.2003	13	5.3	0.03	57.6	0.42	322.6	2.23
04.04.2003	15	-8.5	0.01	-94.2	0.23	-281.0	1.67
08.04.2003	19	13.6	0.05	305.1	0.84	505.4	2.68
11.04.2003	22	6.0	0.05	149.2	1.14	401.5	3.48
17.04.2003	28	-3.8	0.04	164.3	1.47	174.7	3.83
22.04.2003	33	21.6	0.08	232.4	1.94	409.0	4.86
29.04.2003	40	7.7	0.10	225.9	2.39	236.4	5.12
06.05.2003	47	13.5	0.12	278.9	2.85	314.8	5.75
13.05.2003	54	-19.8	0.09	-57.8	2.83	-191.3	6.37
20.05.2003	61	15.9	0.12	-52.9	2.72	-18.9	5.33
26.05.2003	67	15.1	0.15	138.5	3.00	174.0	5.88
04.06.2003	76	15.8	0.18	234.9	3.47	96.4	5.87
10.06.2003	82	0.7	0.18	55.1	3.58	-52.4	5.76



Intrup. March 2003

Reactor 15 oC

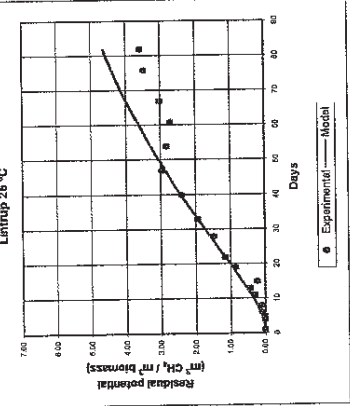
Period	31 days	7200 m3
Biomas	16413 m3	
Biometano	339490 m3 (37%)	
Specific production		
RT HRT	20.71 hMetano/h-BM	
RT methane activity	13.60 days	
VFA	1.523 hMetano/h-BM/day	
Calc. VFA activity	0.120 (g/l) GC	
VFA activity factor	8.88 hMetano/day/(gVFA/l)	
Set VFA activity	0.2%	
Residual potential	0.02 hMetano/day/(gVFA/l)	
Transp. Methane	8.1 hMetano/h-BM	
Calc. VFA pot.	0.044 hMetano/h-BM	
VFA	0.004 hMetano/h-BM	
Pot. Pot.	0.05 l/day	
IP	8.056 hMetano/h-BM	
B-act	0.00031 l/day	35.19%
B-act	#2	
	0.00	0.002 0.000005
	0.00	0.009 0.000075
	0.02	0.011 0.000141
	0.01	0.013 0.000013
	0.01	0.018 0.000133
	0.01	0.024 0.000092
	0.03	0.029 0.000013
	0.01	0.034 0.000744
	0.03	0.043 0.000087
	0.05	0.050 0.000200
	0.04	0.064 0.000895
	0.08	0.076 0.000024
	0.10	0.083 0.000012
	0.12	0.110 0.000182
	0.09	0.127 0.001657 0.002335
	0.12	0.144 0.000676 0.003562
	0.15	0.159 0.000110
	0.18	0.181 0.000001
	0.18	0.196 0.000200
		0.004878



Limiting 15 °C

LINTRUP
Reactor 25 oC

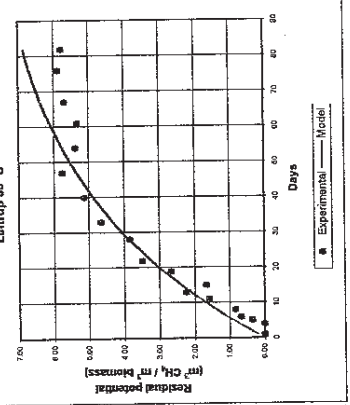
Main reactor vol.	7200 m3
Period	31 days
Biomass	15413 m3
Methane	339840 m3 (97%)
Specific production	20.71 tMethane/BM
RT HRT	13.60 days
RT methane activity	1.522 tMethane/BM-day
VFA	0.120 (g/g) GC
Calc. VFA activity	8.89 tMethane/day/(gVFA/d)
Sat VFA activity	0.4%
VFA activity factor	0.04 tMethane/day/(gVFA/d)
Residual potential	8.1 tMethane-BM
Transp. Methane	0.000 tMethane-BM
Calc. VFA pot.	0.004 tMethane-BM
VFA	0.100 t/day
Pot. Pot.	8.058 tMethane-BM
rp	0.012 t/day
B-act.	17.01%
B-act.	0.00 0.009 0.000073 0.00 0.079 0.006223 0.03 0.115 0.037768 0.10 0.198 0.033804 0.11 0.250 0.020016 0.31 0.418 0.012345 0.42 0.542 0.017477 0.23 0.574 0.183878 0.94 0.951 0.011484 1.14 1.168 0.000555 1.47 1.598 0.016317 1.94 1.953 0.003939 2.99 2.430 0.001774 2.85 2.877 0.004670 2.83 3.293 0.214215 0.263461 2.72 3.678 0.909168 0.977637 3.00 3.984 0.965456 1.000000 3.47 4.404 0.871220 0.999999 3.58 4.651 1.165602 1.000000 4.419105 1.000000



Linstrup 26 °C

LINTRUP
Reactor 55 oC

Main reactor vol.	7200 m3
Period	31 st dage
Biomass	16413 m3
Methane	339840 m3 (97%)
Specific production	20.71 Methane+BM
RT HRT	13.60 days
RT methane activity	1.923 Methane+BM/day
VFA	0.120 (g/l) GC
Cac. VFA activity	8.88 Methane/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	8.88
Set VFA activity	9.88 Methane/day/(gVFA/l)
Residual potential	8.1 Methane+BM
Transp. Methane	0.000 Methane+BM
Cac. VFA pot.	0.044 Methane+BM
r/VFA	24.90 /day
Part. Pot.	0.023 1/2day
IP	17.75%
B-act	B-It
	0.00 0.220 0.049349
	0.00 0.745 0.555440
	0.35 0.913 0.320031
	0.67 1.076 0.162225
	0.82 1.392 0.324049
	1.58 1.839 0.065049
	2.23 2.120 0.011386
	1.67 2.399 0.524397
	2.68 2.891 0.049332
	3.46 3.239 0.057859
	3.83 3.865 0.001354
	4.85 4.326 0.103195
	5.12 4.887 0.054119
	5.75 5.394 0.147768
	5.37 5.771 0.164055
	5.33 6.118 0.022078
	5.88 6.373 0.435493
	5.87 6.696 0.683618
	5.76 6.877 1.230939
	5.619595



Co. 55 drury

Blogas production: Slinding

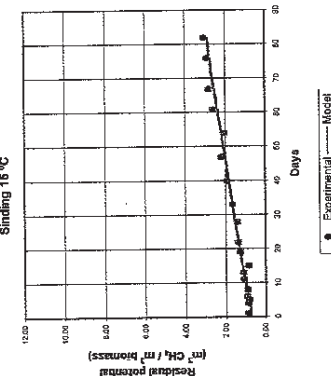
SINDING
Reactor 55 oC

Source file: Fagpakke 2 - Methanmålinger

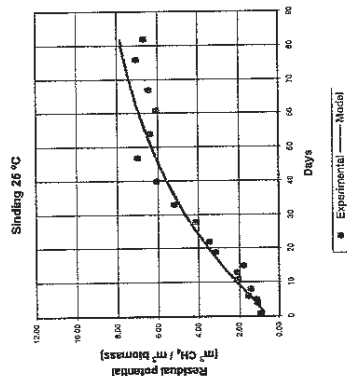
Figure 1 is a line graph showing the change in water vapor pressure (hPa) over 90 days for three different water vapor concentrations. The y-axis represents water vapor pressure in hPa, ranging from 0.00 to 12.00. The x-axis represents time in days, ranging from 0 to 90. Three curves are plotted: a solid line with circles (highest concentration), a solid line with squares (middle concentration), and a solid line with triangles (lowest concentration). All curves show an initial rapid increase followed by a plateau.

Days	Water Vapor Pressure (hPa) - Circles	Water Vapor Pressure (hPa) - Squares	Water Vapor Pressure (hPa) - Triangles
0	0.00	0.00	0.00
5	2.00	1.50	1.00
10	2.50	2.00	1.50
15	3.00	2.50	2.00
20	3.50	3.00	2.50
25	4.00	3.50	3.00
30	4.50	4.00	3.50
35	5.00	4.50	4.00
40	5.50	5.00	4.50
45	6.00	5.50	5.00
50	6.50	6.00	5.50
55	7.00	6.50	6.00
60	7.50	7.00	6.50
65	8.00	7.50	7.00
70	8.50	8.00	7.50
75	9.00	8.50	8.00
80	9.50	9.00	8.50
85	10.00	9.50	9.00
90	10.50	10.00	9.50

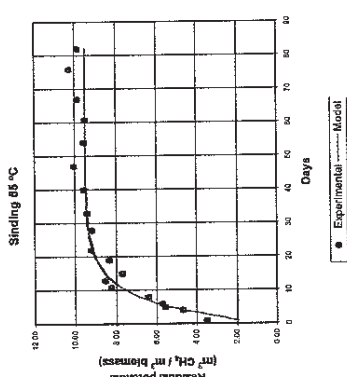
Sinding, March 2003



Sindang 16 °C



Sindling 26 °C



Binding 85 °C

Main reactor vol.		2250 m3	31 days	3478 m3	3478 m3	173094 m3 (97%)
Period	Biomass	Methane				
Specific production						
RT HRT		48.77	1-Methanol-BM			
RT methane activity		20.05	days			
VFA		2.482	1-Methanol-BM/day			
Calc. VFA activity		0.030	(g/l) GC			
VFA activity factor		57.90	1-Methanol/day(gVFA/l)			
Set VFA activity		0.4%				
Residual potential		0.23	1-Methanol/day(gVFA/l)			
Transp. Methane		9.5	1-Methanol-BM			
Calc. VFA pot.		0.013	1-Methanol-BM			
nFA		0.54	1/day			
Part. Pot.		8.767	1-Methanol-BM			
ip		0.021	1/cday			
B-act		B-fil	e ⁻²			
		0.92	0.767	0.023445		
		1.05	1.152	0.009553		
		1.09	1.310	0.047276		
		1.54	1.471	0.004213		
		1.39	1.793	0.161628		
		2.03	2.260	0.051216		
		2.07	2.567	0.235473		
		1.77	2.843	1.151816		
		3.13	3.379	0.060481		
		3.46	3.763	0.084411		
		4.09	4.433	0.120757		
		5.15	4.838	0.046424		
		6.06	5.562	0.245684		
		6.95	8.100	0.717569		
		6.34	6.365	0.051027	2.956143	
		6.04	6.966	0.084676	0.005074	
		6.40	7.266	0.746923		
		7.03	7.651	0.398921		
		6.66	7.870	1.454565		
				6.457080		

Biogas production: Vegger

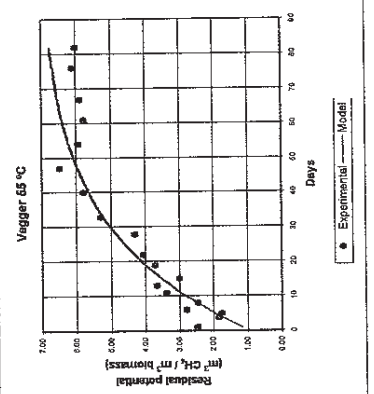
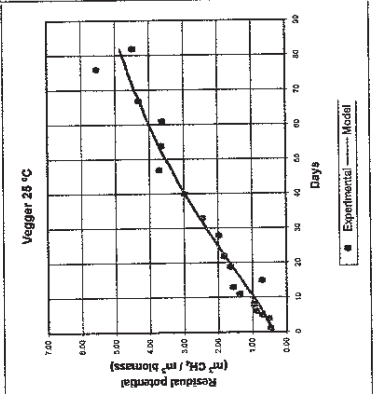
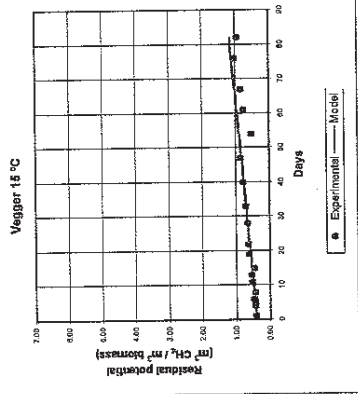
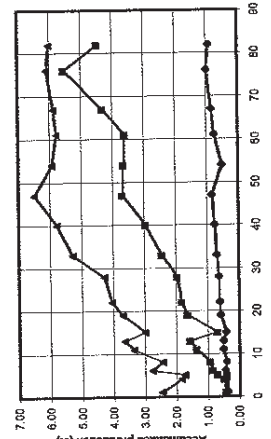
Processed 2004.09.25 LSE

Source file: Fagpakke 2 - Metanmålinger

Results scheme

Plant	Vegger		
Sample number	1	2	3
Sample name	Reactor	Reactor	Reactor
Arrival date of the sample	19/Mar/03	19/Mar/03	19/Mar/03
Serial volume of the sample (liter)	5.0	5.0	5.0
Developed methane in the sample (ml)	1950	1950	1950
Analysis values			
TS	-	-	-
V/S	3.15	3.16	3.15
NH ₄ ⁺ /NH ₃	2.630	2.630	2.630
VFA	1.344	1.344	1.344
Test start date	20/Mar/03	20/Mar/03	20/Mar/03
Test volume	0.5	0.5	0.5
Test temperature	15	25	55
Test substrate @ testvol. [ml]	195	195	195
Measurements of the methane			
21.03.2003	1	4	1
24.03.2003	4	15.0	4
25.03.2003	5	1.6	5
26.03.2003	6	21.3	6
28.03.2003	8	19.6	8
31.03.2003	11	45.5	11
02.04.2003	13	5.3	13
04.04.2003	15	48.2	15
08.04.2003	19	83.4	19
11.04.2003	22	14.4	22
22.04.2003	33	35.5	33
29.04.2003	40	29.0	40
06.05.2003	47	37.2	47
13.05.2003	54	158.3	54
20.05.2003	61	119.9	61
26.05.2003	67	36.2	67
04.06.2003	76	85.6	76
10.06.2003	82	44.1	82
III (akk.)	1038.8	1038.8	1038.8
IV (akk.)	0.46	0.46	0.46
V (akk.)	0.43	0.43	0.43
VI (akk.)	0.47	0.47	0.47
VII (akk.)	0.43	0.43	0.43
VIII (akk.)	0.43	0.43	0.43
IX (akk.)	0.43	0.43	0.43
X (akk.)	0.43	0.43	0.43
XI (akk.)	0.43	0.43	0.43
XII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XIII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XIV (akk.)	0.43	0.43	0.43
XV (akk.)	0.43	0.43	0.43
XVI (akk.)	0.43	0.43	0.43
XVII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XVIII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XIX (akk.)	0.43	0.43	0.43
XX (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXI (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXIII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXIV (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXV (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXVI (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXVII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXVIII (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXIX (akk.)	0.43	0.43	0.43
XXX (akk.)	0.43	0.43	0.43

Vegger, March 2003



VEGGER Reactor 15C

Main reactor vol.	920 m3	31 days
Period	2361 m3	142493 m3 (87%)
Biomass	60.35 l-Methanol-BM	12.08 days
Methane	4.986 l-Methanol-BM/day	1.344 (g/l) GC
Specific production	0.28%	0.03 l-Methanol/day (gVFA/l)
RT HRT	0.01 l-Methanol-BM	7.1 l-Methanol-BM
RT methane activity	0.390 l-Methanol-BM	0.597 l-Methanol-BM
VFA	0.016 1/day	6.113 l-Methanol-BM
Calc. VFA activity	0.0015 1/day	15.91%
Set VFA activity	0.0015 1/day	5.83%
Residual potential	0.40	0.40
Transp. Methane	0.43	0.43
Calc. VFA pot.	0.43	0.43
VFA	0.43	0.43
Part. Pot.	0.43	0.43
IP	0.43	0.43
B-act	0.43	0.43

VEGGER Reactor 25C

Main reactor vol.	920 m3	31 days
Period	2361 m3	142493 m3 (87%)
Biomass	60.35 l-Methanol-BM	12.08 days
Methane	4.986 l-Methanol-BM/day	1.344 (g/l) GC
Specific production	0.28%	0.03 l-Methanol/day (gVFA/l)
RT HRT	0.01 l-Methanol-BM	7.1 l-Methanol-BM
RT methane activity	0.390 l-Methanol-BM	0.597 l-Methanol-BM
VFA	0.016 1/day	6.113 l-Methanol-BM
Calc. VFA activity	0.0015 1/day	15.91%
Set VFA activity	0.0015 1/day	5.83%
Residual potential	0.40	0.40
Transp. Methane	0.43	0.43
Calc. VFA pot.	0.43	0.43
VFA	0.43	0.43
Part. Pot.	0.43	0.43
IP	0.43	0.43
B-act	0.43	0.43

VEGGER Reactor 55C

Main reactor vol.	920 m3	31 days
Period	2361 m3	142493 m3 (87%)
Biomass	60.35 l-Methanol-BM	12.08 days
Methane	4.986 l-Methanol-BM/day	1.344 (g/l) GC
Specific production	0.28%	0.03 l-Methanol/day (gVFA/l)
RT HRT	0.01 l-Methanol-BM	7.1 l-Methanol-BM
RT methane activity	0.390 l-Methanol-BM	0.597 l-Methanol-BM
VFA	0.016 1/day	6.113 l-Methanol-BM
Calc. VFA activity	0.0015 1/day	15.91%
Set VFA activity	0.0015 1/day	5.83%
Residual potential	0.40	0.40
Transp. Methane	0.43	0.43
Calc. VFA pot.	0.43	0.43
VFA	0.43	0.43
Part. Pot.	0.43	0.43
IP	0.43	0.43
B-act	0.43	0.43

Biogas production: Blaabjerg

Processed
2004.09.26
LSE

BLAABJERG
Reactor 55 oC

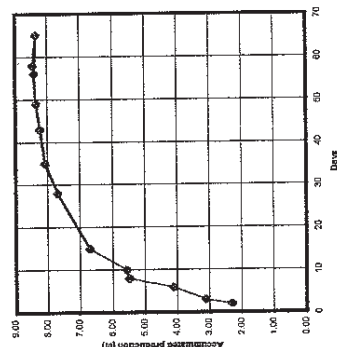
Source file 4. Kvartal - Gaspotentialtiale-Blaabjerg

Results scheme

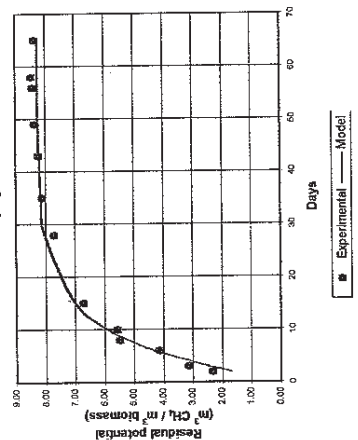
Plant	Blaabjerg	
Sample number	1	Reactor
Sample name		
Arrival date of the sample	19/Jun/03	
Sent volume of the sample (liter)	5.0	
Developed methane in the sample (ml)	0	
Analysis values		
TS	%	5.74
VS	%	1.74
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m3	3.810
VFA	g/l	1.250
Test start date	17/Jun/03	
Test volume	liter	0.5
Test temperature	oC	55
Transport methane @ testvol.	ml	0
Measurements of the methane	days	ml/day
19/Jun/03	2	1158.1
20/Jun/03	3	404.5
23/Jun/03	6	493.3
25/Jun/03	8	680.9
27/Jun/03	10	35.6
2/Jul/03	15	578.2
15/Jul/03	28	500.9
22/Jul/03	35	193.3
30/Jul/03	43	70.3
5/Aug/03	49	55.8
14/Aug/03	58	54.5
21/Aug/03	65	-48.3
12/Aug/03	66	28.3
		8.41

Main reactor vol.	5000 m3
Period	30 dage
Biomass	9739 m3
Methane	174649 m3 (97%)
Specific production	17.93 l-Methane/l-BM
RT HRT	15.40 days
RT methane activity	1.164 l-Methane/l-BM/day
VFA	1.250 (g/l) GC
Calc. VFA activity	0.65 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	0.65 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
Residual potential	8.28 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.748 l-Methane/l-BM
rVFA	1.09 1/day
Part. Pot.	7.514 l-Methane/l-BM
rp	0.128 1/day
B-act	2.32
B-fit	1.699 0.380421
	3.13 2.472 0.426279
	4.11 4.312 0.039864
	5.47 5.203 0.073127
	5.54 5.894 0.121576
	6.70 7.012 0.096889
	7.70 8.024 0.102842
	8.09 8.164 0.005459
	8.23 8.225 0.000023
	8.34 8.244 0.009592
	8.45 8.255 0.038357
	8.35 8.258 0.009279
	8.41 8.253 0.024785
	1.328393

Blaabjerg, June 2003



Blaabjerg



Biogas production: Filskov

Processed
2004.09.26
LSE

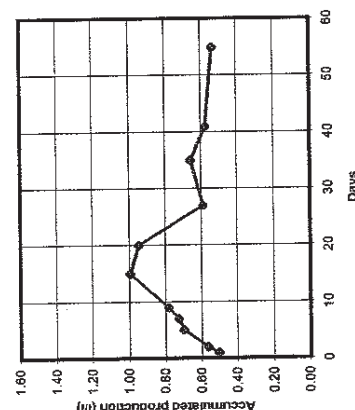
Results scheme

Source file		4. Kvartal - Gaspotential-Blaabjerg	
Plant		Filskov	
Sample number		1	
Sample name		Reactor	
Arrival date of the sample		30/Sep/03	
Sent volume of the sample (liter)		5.0	
Developed methane in the sample (ml)		Locked recipient	
Analysis values			
TS	%	4.67	
VS	%	3.16	
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m3	3.270	
VFA	g/l	0.690	
Test start date		1/Oct/03	
Test volume	liter	0.5	
Test temperature	oC	55	
Transport methane @ testvol.	ml	0	
Measurements of the methane			
	days	ml	l/l (akk.)
2/Oct/03	1	253.3	0.51
3/Oct/03	2	28.5	0.66
6/Oct/03	5	67.4	0.70
8/Oct/03	7	13.5	0.73
10/Oct/03	9	28.9	0.78
16/Oct/03	15	105.8	0.99
21/Oct/03	20	-24.0	0.95
28/Oct/03	27	-179.7	0.59
5/Nov/03	35	35.1	0.66
11/Nov/03	41	-42.1	0.57
25/Nov/03	55	-19.4	0.53

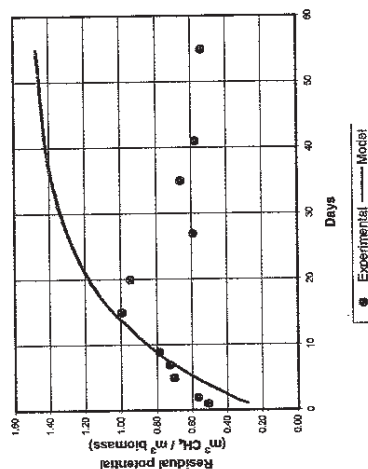
FILSKOV
Reactor 55 oC

Main reactor vol.	880 m3
Period	31 dage
Biomass	2964 m3
Methane	76291 m3 (97%)
Specific production	
RT HRT	25.83 l-Methane/l-BM
RT methane activity	9.23 days
VFA	2.797 l-Methane/l-BM/day
Calc. VFA activity	0.690 (g/l) GC
VFA activity factor	2.84 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
Set VFA activity	100%
Residual potential	2.84 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
Transp. Methane	1.5 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.000 l-Methane/l-BM
rVFA	0.207 l-Methane/l-BM
Part. Pot.	9.46 1/day
rp	1.293 l-Methane/l-BM
B-act	0.07 1/day
B-fit	21.20%
e ²	
0.51	0.285 0.048925
0.56	0.368 0.038471
0.70	0.582 0.013562
0.73	0.702 0.000550
0.78	0.806 0.000531
0.99	1.044 0.002431
0.95	1.179 0.053830
0.59	1.303 0.512369 0.158301
0.66	1.388 0.532839 0.232077
0.57	1.426 0.727202
0.53	1.472 0.879218
	2.809829

Filskov, October 2003



Filskov



Biogas production: Lintrup

Processed
2004.09.26
LSE

LINTRUP
Reactor 55 oC

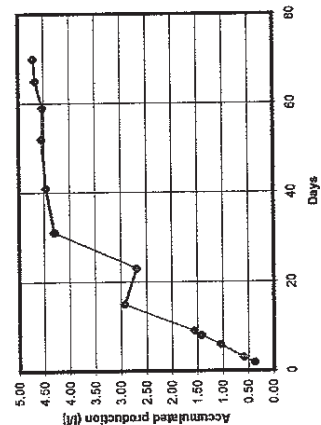
Source file 4. Kvartal - Gaspotentiale-Blaabjerg

Results scheme

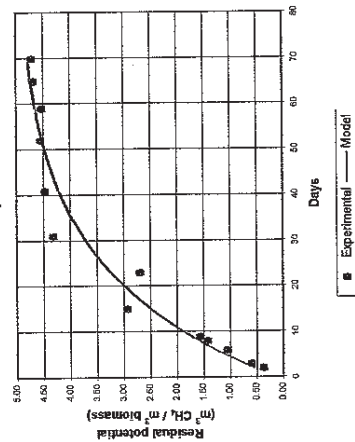
Plant	Lintrup
Sample number	1
Sample name	Reactor
Arrival date of the sample	11/Aug/03
Sent volume of the sample (liter)	5.0
Developed methane in the sample (ml)	0
Analysis values	
TS	% 5.12
VS	% 2.82
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m ³ 3.480
VFA	g/l 0.380
Test start date	12/Aug/03
Test volume	liter 0.5
Test temperature	oC 55
Transport methane @ testvol.	ml 0
Measurements of the methane	
	days
14/Aug/03	2
15/Aug/03	3
18/Aug/03	6
20/Aug/03	8
21/Aug/03	9
27/Aug/03	15
4/Sep/03	23
12/Sep/03	31
22/Sep/03	41
3/Oct/03	52
10/Oct/03	59
16/Oct/03	65
21/Oct/03	70
	ml
	ml (alk.)
	0
	187.7
	109.4
	225.4
	187.8
	58.6
	684.3
	-120.2
	811.3
	76.7
	44.8
	-13.7
	72.8
	17.6

Main reactor vol.	7200 m3
Period	31 days
Biomass	15617 m3
Methane	322816 m3 (97%)
Specific production	20.67 l-Methanol/-BM
RT HRT	14.29 days
RT methane activity	1.446 l-Methanol/-BM/day
VFA	0.380 (g/l) GC
Calc. VFA activity	2.86 l-Methanol/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	2.66 l-Methanol/day/(gVFA/l)
Residual potential	5.02 l-Methanol/-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methanol/-BM
Calc. VFA pot.	0.173 l-Methanol/-BM
rVFA	5.85 1/day
Part. Pot.	4.847 l-Methanol/-BM
IP	0.044 1/day
B-act	9.71%
B-fit	e ²
	0.38
	0.548
	0.029680
	0.59
	0.740
	0.021334
	1.04
	1.269
	0.050443
	1.42
	1.585
	0.027217
	1.56
	1.733
	0.030824
	1.56
	2.496
	0.185267
	2.89
	3.245
	0.312424
	4.31
	3.772
	0.288175
	4.46
	4.216
	0.060376
	4.55
	4.524
	0.000720
	4.52
	4.656
	0.017388
	4.67
	4.740
	0.005006
	4.796
	0.005227
	1.037081

Lintrup, August 2003



Lintrup



Biogas production: Snertinge

Processed
2004.09.26
LSE

SNERTINGE
Reactor 55 oC

Results scheme

Source file 4. Kvarital - Gaspotentialia-Blaabjerg

Main reactor vol.

Plant	Snertinge	
Sample number	1	Reactor
Sample name		
Arrival date of the sample	6/Oct/03	
Sent volume of the sample (liter)	5.0	
Developed methane in the sample (ml)	0	
Analysis values		
TSS	%	3.65
V/S	%	1.85
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m3	-
VFA	g/l	1,210
Test start date	7/Oct/03	
Test volume	liter	0.5
Test temperature	oC	55
Transportmethane @ testvol.	ml	0
Measurements of the methane	days	1 206.5 0.41
	8/Oct/03	3 152.5 0.72
	10/Oct/03	7 50.0 0.82
	14/Oct/03	9 -2.4 0.81
	16/Oct/03	14 -10.1 0.79
	21/Oct/03	21 -69.5 0.65
	28/Oct/03	29 36.2 0.73
	5/Nov/03	35 7.3 0.76
	11/Nov/03	49 18.5 0.78

3000 m3

31 dage

3477 m3

127361 m3 (97%)

36.63 l-Methanol-BM

26.75 days

1.369 l-Methanol-BM/day

1.210 (g/l) GC

0.79 l-Methanol/day/(gVFA/l)

100%

0.79 l-Methanol/day/(gVFA/l)

0.76 l-Methanol-BM

0.000 l-Methanol-BM

0.528 l-Methanol-BM

1.82 l/day

0.232 l-Methanol-BM

0.52 l/day

7.93%

B-fit

0.41

0.496 0.006879

0.72 0.690 0.000797

0.82 0.751 0.004428

0.81 0.757 0.003162

0.79 0.760 0.001110

0.65 0.760 0.011227

0.73 0.760 0.000877

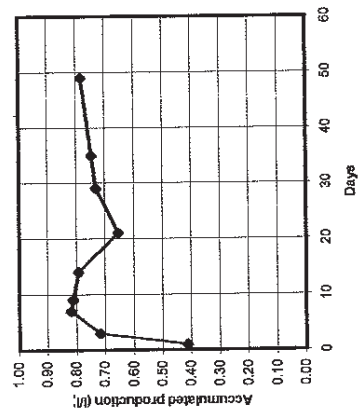
0.75 0.760 0.000223

0.78 0.760 0.000483

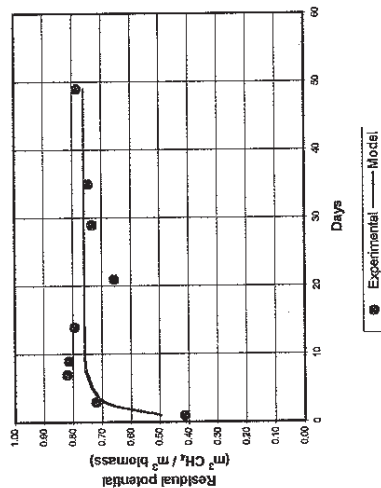
0.028186

0.009254

Snertinge, October 2003

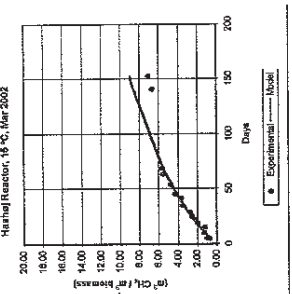
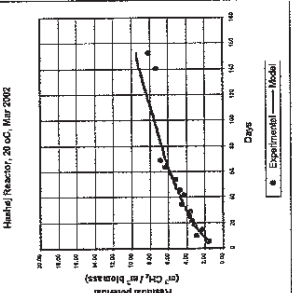
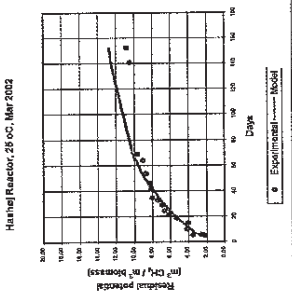
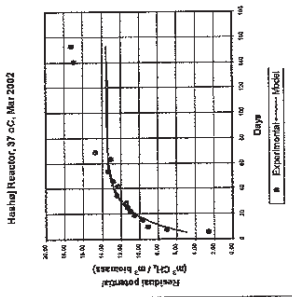
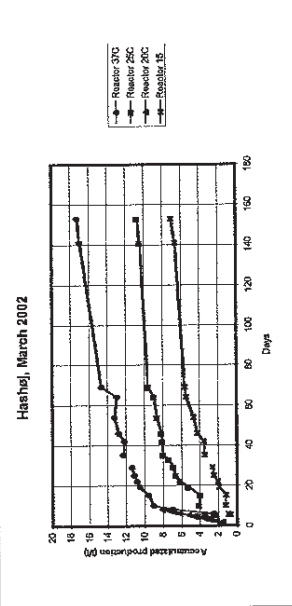


Snertinge



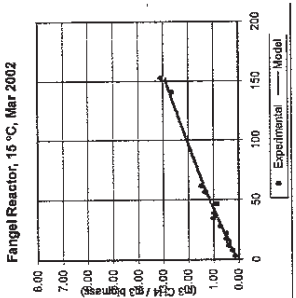
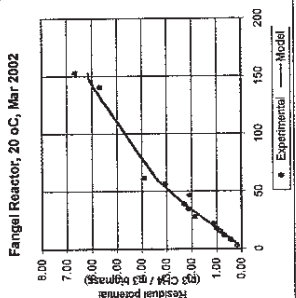
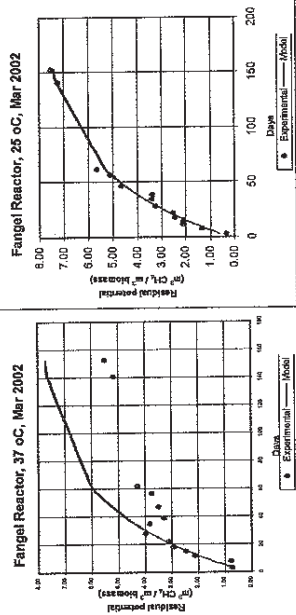
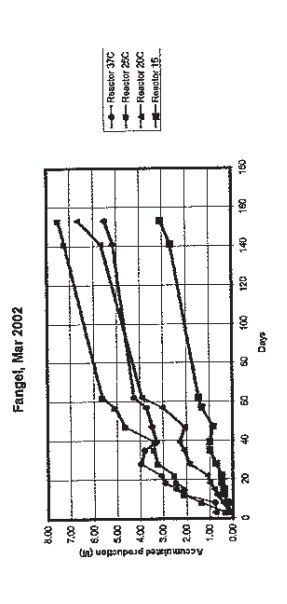
Results scheme

Source file More- Study He-Zhan

[illegible][illegible]

Biogas production: Fangel

Source file More- Study Ho-Zhan

[illegible]Fangel
Reactor 37 oC

Main reactor vol.	3850 m3	31 daye	5520 m3	190530 m3 (87%)	Specific production
Period					RT HRT
Biomass					RT methane activity
Methane					RT methane activity
	25.88	-Methanol-BM	20.51	-Methanol-BM	Calc. VFA activity
	1.281	-Methanol-BM/day	0.440	(g/g) GC	VFA activity factor
	2.01	Holmium/day(g/gVFA)	2.01	Holmium/day(g/gVFA)	Set VFA activity
	100%	Holmium/day(g/gVFA)	2.01	Holmium-BM	Relative potential
	0.000	Holmium-BM	0.000	Holmium-BM	Transp. Methane
	0.200	Holmium-BM	0.200	Holmium-BM	Calc. VFA pot.
	7.711	Methanol-BM	12.741		Part Pot.
	0.022	10%	12.741		TP
	B-act	#2			B-act
	0.73	0.744	0.000254		0
	0.77	1.500	0.526730		1
	2.12	2.047	0.008935		2
	2.46	2.427	0.000435		2
	2.83	2.783	0.022651		2
	3.09	3.223	0.017019		2
	3.67	3.813	0.025872		2
	3.80	4.411	0.367404	0.98002	3
	3.28	4.713	0.234648	0.932059	3
	3.49	5.344	3.090457		3
	3.73	5.789	4.223031		3
	4.27	6.018	3.031849		3
	5.16	7.852	6.194179		3
	5.30	7.732	24.814557		3
			24.814557		3

Fangel
Reactor 20 oC[illegible]

Fangel
Reactor 15 oC

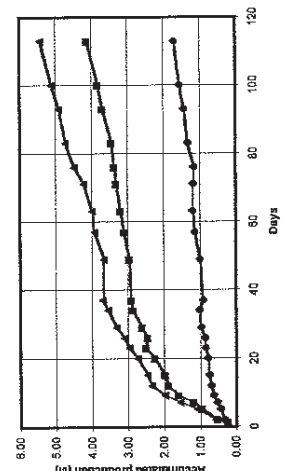
Main reactor vol.	3950 m ³		
Period	31 days		
Biomass	6690 m ³		
Medium	150500 m ³ (9%)		
Specific production	26.66 H ₂ /m ³ ·BM		
RT _{10%}	20.61 days		
RT methane activity	1.261 H ₂ /m ³ ·BM/day		
VFA	0.440 [g]/GC		
Calc. VFA activity	2.01 H ₂ /m ³ ·day/(gVFA/L)		
Sat VFA activity	2.6%		
Transp. Methane	0.08 H ₂ /m ³ ·day/(gVFA/L)		
Calc. VFA pat.	8.0 H ₂ /m ³ ·BM		
rFA	0.080 H ₂ /m ³ ·BM		
Part. Pat.	0.209 H ₂ /m ³ ·BM		
rp	0.12 1/day		
Bact	7.711 H ₂ /m ³ ·BM		
	0.0028 1/day		
	5.50%		
	B-ff	e ^{1/2}	
	0.14	0.193	0.002623
	0.25	0.271	0.003525
	0.39	0.362	0.003624
	0.49	0.465	0.003985
	0.49	0.583	0.006928
	0.73	0.711	0.004942
	1.00	0.956	0.021163
	0.85	0.940	0.002639
	0.69	1.102	0.056650
	1.33	1.300	0.001231
	1.47	1.366	0.005413
	2.65	2.746	0.010042
	3.08	2.626	0.021543
			0.151256

Biogas production: Revninge

Results scheme

Plant	1	2	3
Sample number	Reactor	Reactor	Reactor
Sample name	10/Sep/02	10/Sep/02	10/Sep/02
Arrival date of the sample	5.0	5.0	5.0
Sent volume of the sample (liter)	?	?	?
Developed methane in the sample (ml)	?	?	?
Analysis values			
TS	2.52	2.52	2.52
VS	3.080	3.080	3.080
NH ₄ /NH ₃	1.970	1.970	1.970
VFA	0.5	0.5	0.5
Test start date	11/Sep/02	11/Sep/02	11/Sep/02
Test volume	15	25	35
Test temperature	15	25	35
Transports methane @ testvol	0	0	0
Measurements of the methane			
12.06.2002	125.1	124.9	125.1
13.09.2002	44.6	137.3	166.2
16.09.2002	52.6	221.0	281.2
18.09.2002	47.2	118.3	234.5
20.09.2002	43.8	206.8	216.7
23.09.2002	38.6	140.8	179.4
25.09.2002	27.3	49.4	65.4
28.09.2002	17.7	132.9	137.1
01.10.2002	35.7	125.2	108.4
04.10.2002	8.8	-19.1	71.9
07.10.2002	0.97	75.7	2.63
10.10.2002	29	130.2	107.0
15.10.2002	34	103.2	118.3
18.10.2002	49	10.3	3.70
20.10.2002	47	28.8	2.86
30.10.2002	67	69.0	123.8
01.11.2002	63	52.4	35.3
13.11.2002	24.8	1.19	119.7
21.11.2002	-1.7	58.4	4.23
26.11.2002	76	24.5	132.7
03.12.2002	83	43.5	121.6
10.12.2002	83	118.5	88.1
20.12.2002	100	60.7	103.8
02.01.2003	113	154.4	156.9

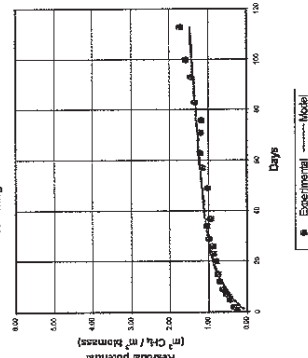
Revninge, September 2002



REVNINGE Reactor 15C

Main reactor vol.	3000 m3
Period	30 days
Biomass	1170 m3
Methane	22698 m3 (97%)
Specific production	19.40 l-Methanol-BM/day
RT HRT	76.92 days
RT methane activity	0.252 l-Methanol-BM/day
VFA	1.974 (g/l) GC
Calc. VFA activity	0.09 l-Methanol/day (GVFA/l)
VFA activity factor	59%
Set VFA activity	0.04 l-Methanol/day (GVFA/l)
Residual potential	4.88 l-Methanol-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methanol-BM
Calc. VFA pot.	0.974 l-Methanol-BM
rVFA	0.09 l/day
Part. Pot.	3.906 l-Methanol-BM
rp	0.0014 l/day
B-act	0.065 e ⁻²

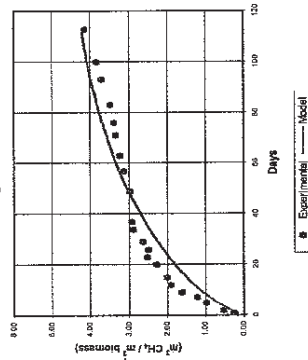
Revninge 15 °C



REVNINGE Reactor 25C

Main reactor vol.	3000 m3
Period	30 days
Biomass	1170 m3
Methane	22698 m3 (97%)
Specific production	19.40 l-Methanol-BM/day
RT HRT	76.92 days
RT methane activity	0.252 l-Methanol-BM/day
VFA	1.974 (g/l) GC
Calc. VFA activity	0.09 l-Methanol/day (GVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	0.09 l-Methanol/day (GVFA/l)
Residual potential	4.88 l-Methanol-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methanol-BM
Calc. VFA pot.	0.974 l-Methanol-BM
rVFA	0.18 l/day
Part. Pot.	3.906 l-Methanol-BM
rp	0.017 l/day
B-act	0.167 e ⁻²

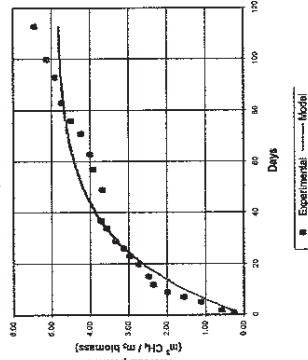
Revninge 25 °C



REVNINGE Reactor 35C

Main reactor vol.	3000 m3
Period	30 days
Biomass	1170 m3
Methane	22698 m3 (97%)
Specific production	19.40 l-Methanol-BM/day
RT HRT	76.92 days
RT methane activity	0.252 l-Methanol-BM/day
VFA	1.974 (g/l) GC
Calc. VFA activity	0.09 l-Methanol/day (GVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	0.09 l-Methanol/day (GVFA/l)
Residual potential	4.88 l-Methanol-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methanol-BM
Calc. VFA pot.	0.974 l-Methanol-BM
rVFA	0.18 l/day
Part. Pot.	3.906 l-Methanol-BM
rp	0.04 l/day
B-act	0.175 e ⁻²

Revninge 35 °C



Biogas production: Aarhus Nord

Processed
2004.09.26
LSE

AARHUS NORD
Reactor

Results scheme

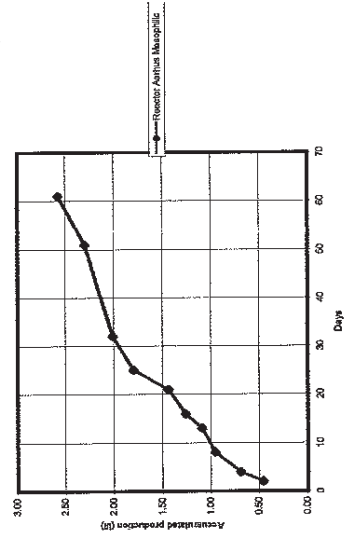
Source file 4. Kvartal - Gaspotentialie-Aarhus (version 2)

Plant		Aarhus Nord	
Sample number	1	Reactor	
Sample name			
Arrival date of the sample		11/Nov/03	
Sent volume of the sample (liter)		5.0	
Developed methane in the sample (ml)		0	
Analysis values			
TS	%	2.65	
VS	%	0.74	
NH ₄ ⁺ /NH ₃	kg/m3	3.810	
VFA	g/l	0.130	
Test start date		12/Nov/03	
Test volume	liter	0.5	
Test temperature	oC	37	
Transport methane @ testvol.	ml	0	
Measurements of the methane		days	l/l (akk.)
	14/Nov/03	2	228.9
	16/Nov/03	4	116.8
	20/Nov/03	8	131.7
	25/Nov/03	13	69.7
	28/Nov/03	16	81.4
	3/Dec/03	21	91.3
	7/Dec/03	26	178.8
	14/Dec/03	32	108.2
	2/Jan/04	51	142.9
	12/Jan/04	61	135.1

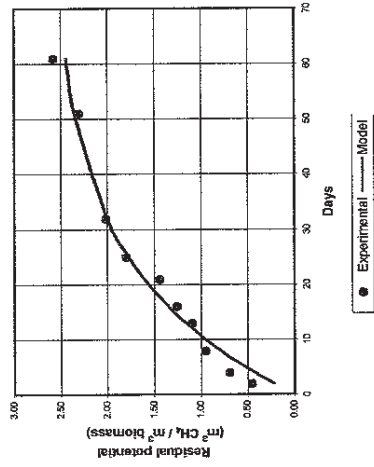
Main reactor vol.

Period	7200 m3
Biomass	30 dage
Methane	10315.5 m3
	253150 m3 (97%)
Specific production	24.54 l-Methane/l-BM
RT HRT	20.94 days
RT methane activity	1.172 l-Methane/l-BM/day
VFA	0.130 (g/l) GC
Calc. VFA activity	0.82 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	0.82 l-Methane/l/day/(gVFA/l)
Residual potential	2.6 l-Methane/l-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methane/l-BM
Calc. VFA pot.	0.058 l-Methane/l-BM
VFA	1.85 l/day
Part. Pot.	2.542 l-Methane/l-BM
TP	0.046 l/day
B-act	0.46
B-fit	0.222
e ²	0.055525
	0.69
	0.431
	0.067786
	0.95
	0.796
	0.025349
	1.09
	1.166
	0.005211
	1.26
	1.351
	0.008859
	1.44
	1.608
	0.028262
	1.774
	0.000519
	1.80
	2.01
	2.002
	0.000143
	2.30
	2.350
	0.002578
	2.442
	0.017799
	0.212030

Aarhus Nord, November 2003



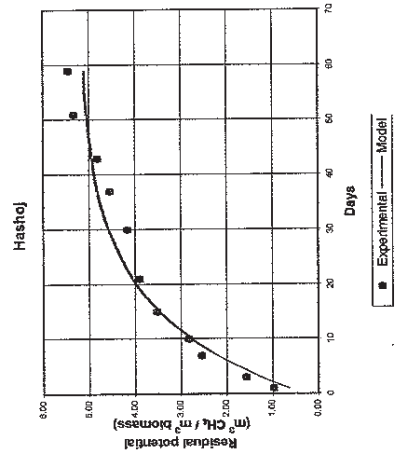
Aarhus Mesophilic



Processed
2004.08.26
LSE

Source file 4. Kvartal - Gaspotentialie-Blaabjerg

Main reactor vol.	3000 m ³
Period	31 days
Biomass	4667 m ³
Methane	190411 m ³ (97%)
Specific production	40.80 l-Methanol-BM
RT HRT	19.93 days
RT methane activity	2.047 l-Methanol-BM/day
VFA	0.950 (g/l) GC
Calc. VFA activity	1.51 l-Methanol/day/(gVFA/l)
VFA activity factor	100%
Set VFA activity	1.51 l-Methanol/day/(gVFA/l)
Residual potential	5.2 l-Methanol-BM
Transp. Methane	0.000 l-Methanol-BM
Calc. VFA pot.	0.451 l-Methanol-BM
VFA	3.18 l/day
Part. Pot.	4.749 l-Methanol-BM
rp	0.069 1/day
B-act	7.55% e ⁻²
	0.655 0.100076
	1.57 1.253 0.102369
	2.95 2.205 0.116672
	2.82 2.765 0.003572
	3.51 3.476 0.001095
	3.90 4.060 0.027047
	4.16 4.587 0.186657
	4.54 4.822 0.0786596
	4.81 4.950 0.020215
	5.32 5.056 0.070433
	5.44 5.117 0.106968
	0.812688



Effect of operating conditions and reactor configuration on efficiency of full-scale biogas plants

Angelidaki Irini^{1*}, Boe Kanokwan¹ and Ellegaard Lars²

¹ Environment & Resources DTU, Technical University of Denmark, Build. 113, DK-2800, Lyngby

² Burmeister & Wain Scandinavian Contractor A/S, Gydevang 35, DK-3450 Allerød, Denmark

* email: ria@er.dtu.dk

Abstract

A study on 18 full scale centralized biogas plants was carried out in order to find significant operational factors influencing productivity and stability of the plants. It was found that the most plants were operating relatively stable with volatile fatty acids (VFA) concentration below 1.5 g/l. VFA concentration increase was observed in occasions with dramatic overloading or other disturbances such as operation temperature changes. Ammonia was found to be a significant factor for stability. A correlation between increased residual biogas production and high ammonia was found. When ammonia was higher than approx. 4 g-N/l the degradation efficiency of the plant decreased and as a consequence, the residual methane potential was high. Decrease of the residual methane potential with increasing hydraulic retention time was found. Digestion temperature was very important for effective post digestion. Post digestion for recovering the residual methane potential at temperatures below 15°C was very inefficient.

Key words: Biogas plants, anaerobic, residual biogas production, mesophilic, thermophilic

Introduction

Anaerobic digestion (AD) of organic waste is in many situations an environmentally attractive way of treating organic waste, at the same producing energy in the form of biogas. An interesting digestion concept is the co-digestion concept, where centralized biogas facilities are treating manure from several farms, in combination with other organic wastes, such as organic industrial waste and the organic fraction of source-sorted household waste. The last fifteen years this concept has been applied in Denmark and has lead to the construction of 20 centralized biogas plants and 60 farm-scale plants typically digesting a mixture of approx. 70-80% slurry manure together with approx. 20-30% of various types of industrial organic waste. The economy of the biogas plants is dependent on effective utilization of the substrates treated, in order to maximize energy yield in relation to treatment costs. In manure based biogas plants typically only 50-70 % of the organic matter is converted to biogas despite rather long average retention times. Some of the residual organic matter is recalcitrant and can not be digested. However, some degradable material is also lost with the effluent from the main digestion step, which is most often continuously stirred reactor tanks (CSTR's). The reason for this loss of degradable matter is due to "short-circuit" of a portion of the feed which is staying in the reactor for a much shorter time than the nominal retention time.

Potential methods to improve methane recovery efficiency from manure are to pre-treat incoming substrate (to increase degradability), to increase retention time of the manure reactor(s) or to arrange post-digestion systems (to increase degradation efficiency). The last 5-8 years many biogas plants have installed gas collection systems in after-storage tanks, which in this way are functioning as post-digesters. However, temperature, retention time and mixing conditions as well as the degree of methane recovery experienced vary for each plant. Only a few plants have worked with extended retention time at full main process temperature in post-digesters.

In this study we investigate the general efficiency of full-scale biogas plants and

evaluate the various post-digestion solutions applied to provide better future optimization and dimensioning practices. Several process parameters such as temperature, hydraulic retention time, reactor configuration and substrate composition were correlated with process and post-digestion efficiency and numerous post-digestion tests have been performed in the laboratory.

Materials and methods

18 full-scale biogas plants have participated in the investigation over a period of 3 years. VFA, feed data, operating temperature, organic load, hydraulic retention time and biogas production were recorded regularly. Ammonia concentration, total nitrogen, lipids concentration, and carbohydrate concentration was measured at least twice from each plant.

Residual methane production was determined in digested material effluent from the main digestion step as well as from down stream digestion/storage steps. The residual methane potential was determined both at main process temperature (the same temperature as the main digesters are operating under) and at lower temperatures to determine activity at various temperatures.

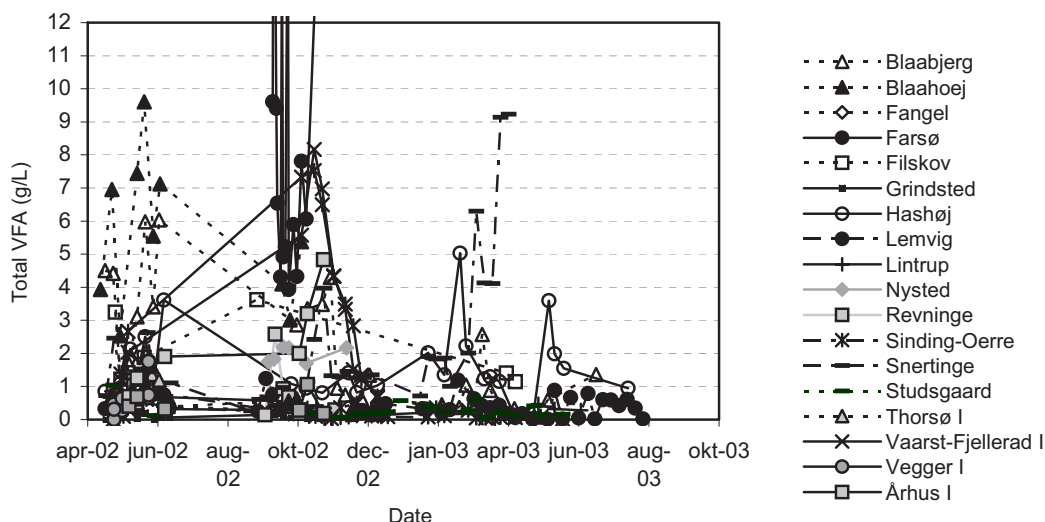


Figure 1. VFA concentrations measured in the main reactor

Ammonia and total nitrogen were analyzed by Kjeldahl method (Greenberg et al., 1992), VFA and methane were measured by GC with FID detection (Angelidaki et al., 1990). Determination of methane potential of the samples was by the DTU method, where accumulated methane in the head space of closed vials was analyzed by GC (Angelidaki & Sanders 2004).

Results and discussion

Most biogas plants were operating with stable total VFA concentrations below 1-2 g/l (Fig.1). Cases with high and fluctuating VFA level could usually be linked to specific events such as temperature instability or abrupt changes in substrate composition.

For instance one of the plants, Farsoe biogas plant (Fig.1), showed extreme high concentrations of VFA. This plant was treating mink manure with an ammonia concentration in excess of 10 g-N/l. Although several attempts were made to stabilize the process by decreasing loading rate and by dilution the process did not recover. Another

case of dramatic increase of VFA was observed for Snertinge biogas plant from March 2003 the VFA in reactors started to increase significantly due to heavily increased loading as only reactor RII and RIII were available for feeding this period. Reactor RI was closed down for modification from mesophilic to thermophilic operation. The reactors were eventually emptied and re- inoculated. High and fluctuating VFA levels were also observed at Hashøj biogas plant and this was the result of very high hydraulic loading rate. Blaabjerg biogas plant operated until ultimo 2002 with relatively high VFA levels and then suddenly dropped to a much lower level. This change in process condition was linked to the termination of using a particular organic waste product from the medical industry with a high protein and sulfur content.

Based on the extensive VFA survey carried out a limit of approx. 1.5 g/l total VFA (determined by GC) can be defined for indication of a healthy process as indicated in fig. 1. Stable operation above this limit is possible under some circumstances. However VFA much higher than this limit, in particular if fluctuating, should result in extra care to avoid further stress/instability.

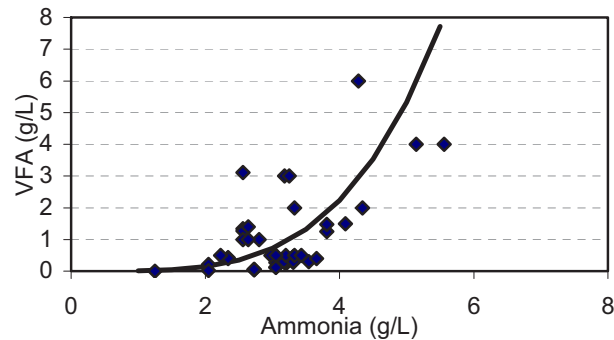


Figure 2. Correlation between ammonia and VFA.(Line: $VFA = 0.01 * \text{ammonia conc.}^{3.9}$)

A correlation between VFA concentration and ammonia concentration was found (Fig.2). Although the data were scattered, it can be seen that for ammonia concentrations higher than 3.5 - 4 g-N/l the VFA level tend to increase, as indicated by the minimum VFA curve shown in fig. 2. This indicates that plants fed with biomass with a high ammonia concentration, such as pig manure, are more stressed and loosing more potential biogas production with the digester effluent. This is in accordance with various previous publications based on laboratory experiments (Angelidaki and Ahring 1993; 1994; Hansen et al. 1998). The scatter of points above the minimum VFA curve in fig. 2 indicates that other factors affect the VFA and stability. Other sources for elevated VFA level could be high hydraulic loading, temperature instability, substrate mixture variations, insufficient digester mixing or the use of co-substrates which affect pH balance.

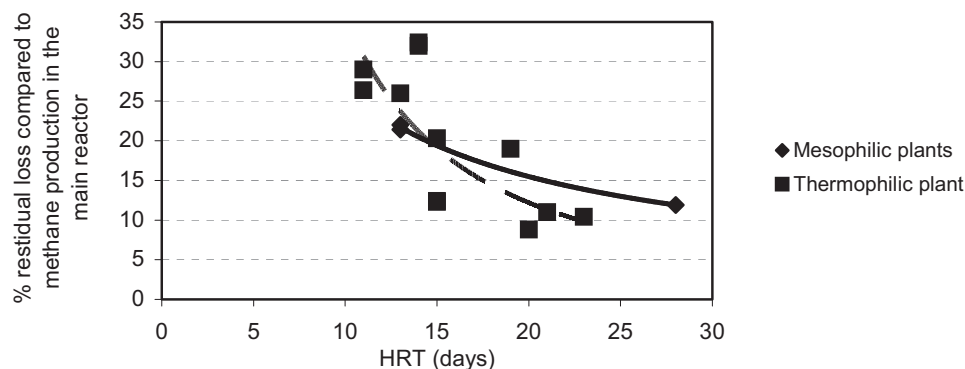


Figure 3. Main digester residual methane loss versus retention time

A clear correlation between average digester hydraulic retention time (HRT) and residual biogas potential in the digester effluent was also found (Fig.3).

Residual methane potential

During the survey residual methane potential was determined by batch post-digestion tests carried out in the laboratory of samples taken from main digestion effluent and further downstream. In post digestion steps further substrate reduction is mainly carried out by the bacterial culture already established in the main process. For main digester samples post digestion was carried out at various temperatures to determine the effect of post digestion temperature on the conversion activity, which is essential for the post digestion efficiency and post digestion retention time/volume needed.

The results of the present investigation indicate that appreciable quantities of methane could still be produced from main digester effluents, even though the digested material had already produced significant amounts of methane and the process was stable according to the VFA level. Residual methane potential was recorded between 6 and 33% of the methane produced in the biogas plant. Although many plants already recover a portion of

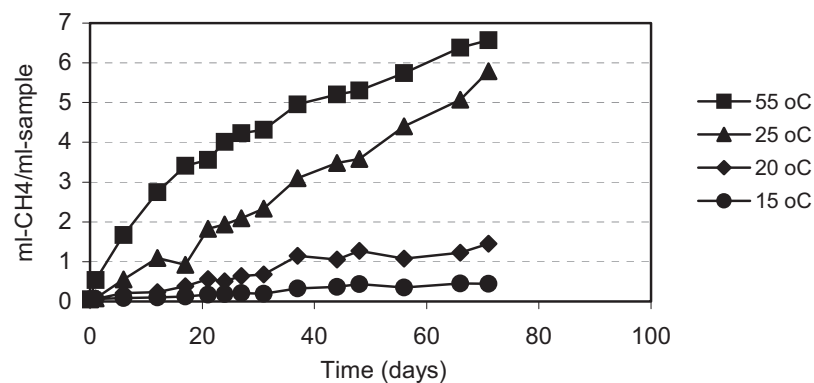


Figure 4. Batch post digestion of digested material taken from the main digester and incubated at different temperatures (each point is average of a triplicate).

this residual methane potential by collection of biogas from after storage tanks, significant residual methane potential was still found in samples taken from digested material leaving the plant. Plant economy can be improved significantly if recovery efficiency is increased. Furthermore, methane is a considerable antropogenic emission gas. Effective utilization of livestock waste in biogas plants can be an efficient way to reduce this emission.

Figure 4 shows a typical batch post-digestion result for a sample taken from the main digester effluent and digested in the lab for approx. 70 days.

Temperature has a very significant effect on recovery of residual biogas. The effect of temperature on anaerobic degradation is theoretically only influencing the degradation rate and not the ultimate biodegradability of a substrate. However, the degradation rates can be so slow that the achievable residual biogas production in practice is lower when temperature is insufficient. When the samples were incubated at relatively low temperatures, the residual methane obtained was significant lower compared to the yield obtained at the plant main process temperature, even after very long incubation time.

As seen in figure 5 post digestion activity is significantly reduced once temperature is lowered more than 10°C from the main digestion temperature, which the microbial

population is adapted to. At temperatures below 15-20°C the activity nearly cease. In reality the overall activity can be split in two, i.e. hydrolysis and VFA turn over activity. Detailed investigations (data not shown) show that the temperature sensitivity of VFA turn-over activity is higher than for hydrolysis activity, which can lead to increased VFA level in down-stream low temperature post digestion systems despite some biogas recovery.

Figure 5 show the result of calculating overall post digestion activity (% recovery per day) at various

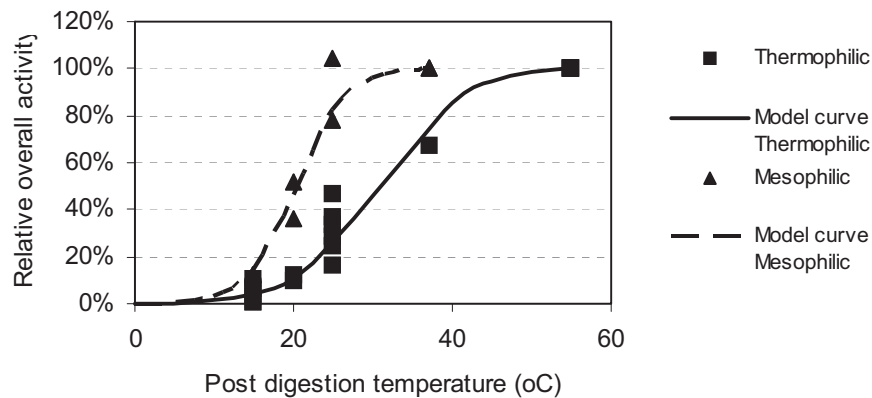


Figure 5. Relative degradation activity as function of post digestion temperature

post digestion temperatures and compare this to the nominal activity achieved at main process temperature for both thermophilic and mesophilic plants.

Digester concept optimization

When considering improving digestion efficiency of existing or new biogas plants there are many options to consider. The results presented in this paper give some guidance how to optimize digester systems. First of all it is of course important to establish a well functioning main process with a stable VFA level and low effluent loss (Fig. 1 and 3). It is also important, to the extent possible, to avoid a too high ammonia load (Fig. 2), e.g. by avoiding protein rich substrate if the process is already high in ammonia. Once sufficient digester volume is available to maintain a healthy and stable main process, it is usually more profitable to improve efficiency further by adding more digester volume serial connected with the main process step. This is due to the advantage in “age profile” of effluent obtained by serial reactor coupling compared to the same volume in one step, as illustrated in fig. 6.

For the serial post digestion reactor it is important to keep temperature as close as possible to the main process temperature (Fig. 5). Post digestion at lower temperature can of course be considered if this is more practical/cheaper, e.g. for existing plants, but then either lower recovery efficiency must be expected or additional volume/retention time be provided for a given recovery efficiency. In any case post digestion temperature should preferably be kept at minimum 25°C for thermophilic plants and minimum 20°C for mesophilic plants or above, to ensure a reasonable post digestion activity.

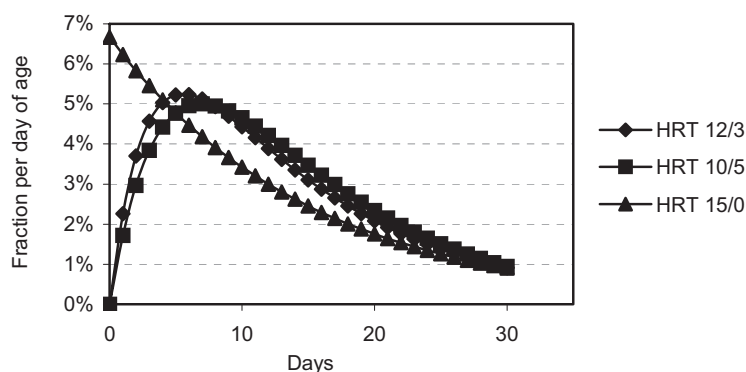


Figure 6. Age profile of effluent from one and two stage CSTR reactors of similar total retention time 15 days.

Conclusion

A large residual biogas potential was registered in the main reactor step in full-scale biogas plants. Especially plants with relatively low HRT (lower than 15 days for thermophilic plants) have a large residual biogas potential. Post digestion at ambient temperature level is very ineffective, and partial heating (or less extensive heat exchanging and/or reactor insulation) is necessary for efficient recovery of residual biogas potential in digested material.

The best option seems to be to arrange serial digestion at full process temperature, perhaps followed by residual biogas collection from the after storage tanks needed anyway for transport logistic reasons.

Although many plants already employ post digestion recovery of biogas there is still room for significant improvements. From an environmental point of view it is comforting that methane activity nearly cease at ambient temperature conditions in Denmark. When manure is stored until application as fertilizer on fields most degradable organic material will remain for eventual aerobic soil degradation, releasing carbon-dioxide rather than methane to the atmosphere.

Acknowledgements

The study was funded by the Danish Energy Agency, “Development of Renewable Energy”

References

- Angelidaki, I. and Ahring, B. K., 1994 Anaerobic thermophilic digestion of manure at different ammonia loads: Effect of temperature. *Water Research*, **28-3**, pp. 727-731.
- Angelidaki, I., Petersen, S. P. and Ahring, B. K., 1990. Effects of lipids on thermophilic anaerobic digestion and reduction of lipid inhibition upon addition of bentonite. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **33**, pp. 469–472.
- Angelidaki I, and Sanders W. (2004). Assessment of the anaerobic biodegradability of micropollutants. In press in *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*
- Hansen, K.H., Angelidaki, I. and Ahring, B.K. 1998. Anaerobic digestion of swine manure: Inhibition by ammonia. *Water Research*, **32-1**, pp. 5-12.
- Greenberg, A.E, Clesceri L.S. and Eaton A.D. Editors 1992. *Standard Methods for the Exam. of Water and Wastewater* (18th ed.), APHA, AWWA, WPCF, Washington, DC.

Influence of the environmental conditions on the methanogenic composition of anaerobic biogas reactors

Microbial ecology of biogas reactors

Dimitar Karakashev^{1,2}, Damien J. Batstone¹, and Irini Angelidaki *¹

¹ Environment & Resources DTU
Technical University of Denmark
Bygningstorvet, Building 115, DK-2800, Kongens Lyngby, Denmark

² Department of Microbial Biochemistry,
Research Group of Mathematical Modelling and Computer Sciences,
Institute of Microbiology, Bulgarian Academy of Sciences, Acad.G.Bonchev str, Bl.26,
1113 Sofia, Bulgaria

*Corresponding author. Phone: (+45) 45251429, Fax: (+45)45932850, E-mail: ria@er.dtu.dk

Abstract

The influence of environmental parameters on the diversity of methanogenic communities in 15 full-scale biogas plants, operating under different conditions using either manure or sludge as feedstock was studied. Fluorescence *in situ* hybridization was used to identify dominant methanogenic *Archaea* in the reactor samples, with enriched and pure cultures used to support the *in situ* identification. Dominance could be identified by positive response by above 90% of total *Archaea* to a specific group or order-level probe. There was a clear dichotomy between the manure digesters, and sludge digesters. The manure digesters contained high ammonia, high volatile fatty acids (VFA), and were dominated by *Methanosarcinaceae*, while the sludge digesters contained low ammonia, low VFA, and were dominated by *Methanosaetaceae*. Methanogenic diversity was greater in reactors operating under mesophilic temperatures. The impact of original inoculum used for reactor startup was also investigated by assessment of the current population of the inoculum reactor. Inoculum population appeared to have no influence on eventual inoculate population.

Introduction

Anaerobic digestion is a simple and effective biological process for treatment of different organic wastes, and production of energy in the form of biogas (1). A number of full-scale anaerobic digesters for biogas production have been developed and installed in Denmark during the last twenty years (27). They have been designed mainly for codigestion of manure with a smaller fraction of other waste as a supplemental substrate. Specific environmental and operating factors influence anaerobic conversion processes in these codigestion plants, and similar factors also have an influence on wastewater primary and activated sludge digesters. Some of the more important factors are temperature (4), ammonia levels (7), and loading rate, which affects overall process stability, generally as measured by the concentration of volatile fatty acids (VFA) in the digester (2).

Anaerobic digestion is a multistep microbial process, mediated by functionally different microbial groups – saccharide and amino acid fermenters, VFA oxidisers, and methanogens (17, 23). The two functional groups of methanogens (hydrogenotrophic and acetoclastic) have been well described in terms of physiology and phylogeny (11). Hydrogenotrophic and acetoclastic methanogenesis are also the key processes within anaerobic digestion, as when these processes are inhibited, digestion is effectively blocked at acidogenesis. Optimisation of methanogenesis is difficult, both because of low growth rates and susceptibility of the organisms to toxins (6).

Organisms described as mediating hydrogenotrophic and acetoclastic methanogenesis are found within five phylogenetic orders (12). One of the hydrogenotrophic orders *Methanopyrales*, has only hyperthermophilic member species and will not be considered further. The main orders and their characteristics are presented in Table 1.

Microbial investigation of methanogens can assist in classification, and optimisation of anaerobic digestion systems (12). Numerous classical microbiological and molecular methods are available for identification of methanogens (8), but most do not allow *in situ* analysis of a system. Fluorescence *in situ* hybridization (FISH) has been successfully used as a simple and rapid technique suitable for assessment of a wide range of samples from environmental and engineered systems (10). It allows simultaneous visualization, identification and localization of the individual microbial cells, and when used with order level probes, can separate microbial groups with different functions.

Composition of the methanogenic communities present in anaerobic reactors has been studied mostly in laboratory scale digesters, including upflow anaerobic sludge blanket reactor granules (21), and mixed reactors treating municipal solid waste or wastewater sludge (18, 20). Methanogenic diversity in manure treating biogas plants has been studied mainly to describe syntrophy between VFA oxidising *Bacteria* and hydrogenotrophic methanogens (13). Current knowledge is limited in that a broad range of systems have not been surveyed. Nor have the influence of environmental and operating conditions such as, temperature, organic acids concentrations, ammonia concentrations and loading rate, been assessed in conjunction with the methanogenic community. Assessing this limitation may allow for better optimisation of the process, by identifying key inhibitory elements, or a microbial basis for poor operation.

The objective of this work was to address this limitation by assessing the methanogenic communities in a large range of full-scale manure and wastewater sludge fed anaerobic digesters.

Materials and Methods

Sampling from Full Scale Plants

15 Danish full-scale biogas plants were sampled, operating at different temperatures, hydraulic retention times, biogas production rates, volatile fatty acids and ammonia levels (Table 2). All digesters were of similar design, with recycle-gas mixing. Capacity of the plants varied from 50 to 500 tones feedstock per day (27). The feedstock for 9 of the digesters studied (Vegger, Sinding, Fangel, Lemvig, Hashoj, Studsgard, Snertinge, Nysted and Revninge) consisted of 70 – 90 % animal manure and 10 – 30 % organic waste from abattoirs or food industries. 5 plants (Fakse, Lundtofte, Hillerod, Helsingør and Sydkyst) were fed with wastewater primary and activated sludge (WW sludge). One plant, Grinsted was fed with WW sludge (main fraction) together with municipal solid waste (MSW). To assess a number of other factors (including enrichment/isolation bias, and sub-dominant microbial groups), samples from four reactors were enriched and isolated for acetoclastic and hydrogenotrophic methanogens. These were Grinsted, Fangel, Vegger and Lemvig. Enrichments were also attempted on samples where the dominant methanogen was not identified (Sinding and Hashoj).

Samples were collected in 10 L PVC thermo-insulated containers. The containers had a one-way valve on the lid to release overpressure due to methane production. The containers were gassed with N₂ to ensure an anaerobic environment for the sample during transportation. All reactors had sample points in the effluent lines close to the reactors. The sampling valve was opened for 5 minutes before sample acquisition to flush the sampling valve and tube. After sampling, the containers were immediately closed and transported to the laboratory within one day. Three independent samples from each reactor were analysed (1 month sample frequency), and each sample analysed for ammonia, organic acids, and methanogenic community. Duplicate hybridizations were done for each sample, with 6-7 analyses (with the different probes) in each hybridization. Several reactors, both manure and sludge digesters were sampled approximately a year apart to check for long term changes.

Fluorescence *in situ* hybridization (FISH)

The fluorescence *in situ* method of Hugenholtz *et al.* (14) was used with reactor samples, enrichment cultures and pure cultures. The probes used and their target orders or families are shown in Table 3 and Figure 1. Probes were used both at optimal stringency (from references shown in the table) and at 20 % formamide. ARC915 was used to identify all *Archaea*, and a combination of EUB338 and EUB338+ was used for all *Bacteria*. We also used DAPI for total cell identification (0.33 µg mL⁻¹ in MQ water for 5 minutes). After hybridization, the slides were examined using a Zeiss LSM 510 confocal laser scanning microscope (CLSM) with an upright Axioplan 2 microscope and ApoChromat 63×1.4 aperture. An Axioplan upright epifluorescence microscope was also used. Excitation

channels were 488 nm, green emission filter and 545 nm, red emission filter for FITC and CY3 fluorochromes respectively. Observations reported here were based on approximately 20 microscope fields with the 63 \times objective, representing approximately 2000-10000 individual cells.

Media

Basal anaerobic (BA) medium was used for enrichment, isolation and routine cultivation as previously described (5) under a N₂/CO₂ (80%:20%) headspace. L-cysteine hydrochloride was omitted and the concentration of Na₂S.9H₂O was increased to 0.25 g/l. The media was autoclaved in 40 ml portions in 100 ml serum bottles. Prior to inoculation, the medium was reduced with a sterile anaerobic solution of Na₂S.9H₂O and supplemented with 10 ml L⁻¹ sterile filtered anaerobic vitamin solution as described previously (28).

Enrichment, isolation and cultivation

Two kinds of enrichment cultures were developed for each sample: enrichment for isolation of acetoclastic methanogens in BA medium with sodium acetate as substrate to a final concentration of 20 mM and; enrichment for isolation of hydrogenotrophic methanogens in basal medium pressurized with H₂/CO₂ (80%:20%) as substrate to 101 kPa overpressure.

The enrichments were made as batch cultivations in serum vials, with 10% successive inoculations. The serum vials were incubated for one to two months at mesophilic (37°C) or thermophilic (55°C) conditions, in accordance with the process temperatures of the individual biogas plants from which the samples originated. During this period, sterile gas mixture H₂/CO₂ (80%:20%) was added every 3-4 days to the H₂/CO₂ enrichment cultures. Pure methanogenic isolate cultures were attempted from these enrichments using a roll-tube technique (15).

Analytical methods

Methane and volatile fatty acids (VFA) were analyzed by gas chromatography as described previously (25). Analysis of ammonia was as described in (3). Reagent grade chemicals were used for all analyses. All analyses were in triplicate. Average values are presented, with corresponding standard deviations calculated from these triplicate analyses.

Results

Methanogenic diversity in the biogas reactors samples.

The samples generally contained large amounts of autofluorescent material, with varying response. Therefore, it was impossible to use machine counting, or area identification methods to automatically evaluate microbial abundance quantitatively. However, it was very easy for a trained observer to observe a dominant microbial group. This was obvious in all samples observed here, and dominance is defined as a positive response to the group-level probe by over 90% of the individual cells within *Archaea* as identified by the ARC915 probe. Non-dominant groups could be identified by their presence, and where non-dominant microbial groups were observed, they were between 1% and 10% of all *Archaea*. No observable differences in methanogenic community were found between duplicate hybridizations on the same sample, monthly replicates, or yearly replicates from the same systems, and organic acid and ammonia measured concentrations were also consistent

(monthly replicates). An overview of the results thus obtained is given in Table 4. This indicates that most manure digesters were dominated by *Methanosarcinaceae*, while sewage sludge digesters were uniformly dominated by *Methanosaetaceae*. The most frequently observed hydrogen utilisers were *Methanobacteriales*, occurring in both manure and sewage sludge digesters. In addition, *Methanobacteriales* were difficult to observe, because of their small size, and may have been present, but not identified in other plants. *Methanococcales* and *Methanomicrobiales* were less widespread. Methanogens from Hashoj and Sinding manure plants were not identified with the oligonucleotide probes used. Organisms assumed to be acetoclastic (*Methanosarcinaceae*, *Methanosaetaceae*) were more abundant than organisms assumed to be hydrogenotrophic (*Methanobacteriales*, *Methanomicrobiales*, *Methanococcales*). Organic acid concentrations were low in all sludge digesters (dominated by *Methanosaetaceae*; Figure 2). Organic acid concentrations were significantly higher in manure digesting plants, mostly dominated by *Methanosarcinaceae* methanogen. The influence of ammonia/ammonium was also effectively bimodal, because the manure digesters were high in ammonia, while the sludge digesters were low (Figure 3). Gas production rate (Figure 4) appeared to have no apparent influence (or vice-versa), but this is largely a function of loading rate, which therefore also appears to have no influence on the dominant methanogen observed.

Correlation between Ammonia and Organic Acids

Figure 5 shows inorganic nitrogen (ammonia/ammonium) vs organic acids for the different systems. Also shown is an apparent trend line of increasing organic acids with increasing ammonia. The sewage sludge digesters are within a region of low ammonia and VFA levels. There appears to be a limit of approximately 1.5 kgN m^{-3} ammonia, above which *Methanosarcinaceae* dominates. Most thermophilic plants are consistent with the apparent trend line, but the mesophilic plants are more dispersed. The two systems with poor performance as compared to the apparent trend line (i.e., above the trend line) are a thermophilic and mesophilic manure digester with only *Methanosarcinaceae* detected as dominant methanogen. Three mesophilic reactors have better performance than would be expected from the trend. Two have *Methanosarcinaceae* dominant and *Methanobacteriales* as non-dominant, while methanogenic community in the other could not be identified, and had moderate VFA levels, under extreme inorganic nitrogen conditions.

Comparative study of methanogenic diversity in the biogas reactors and in the corresponding original inocula

In order to examine the effect of the original inoculum on the methanogenic diversity of the reactors, information was acquired regarding the origin of the inoculum used during start-up of the reactors. For the purposes of this section, it was assumed that methanogenic composition of the original inoculum-reactor had not changed between inoculation and sampling. Therefore the changes described below also may have occurred after inoculation, in the original inoculum reactor.

The results (Table 5) indicated that a mesophilic manure-(Revninge) and two WW sludge plants (Grindsted, Helsingør) had a methanogenic composition consistent with the inoculum sample. Four other manure-digesting plants (Studsgård, Snertinge, Nysted, Lemvig) apparently changed dominant methanogen. The unidentified *Archaea* present in Sinding was not observed in the manure digester Lemvig, which was inoculated from Sinding. Similarly, an unidentified *Archaea* observed in Nysted was not observed in Hashøj, which was inoculated from Nysted.

Enrichment and Isolation Bias

Enrichments from Sinding, Grindsted, Lemvig, Vegger and Fangel indicated the presence of methanogens in the enrichments that were not observed in the corresponding raw samples, therefore demonstrating enrichment bias. Isolates of pure methanogenic cultures from enrichments were consistent with the original enrichments, with isolates identified as similar to the enrichment sample (data not shown). The exception was the H_2/CO_2 enrichment culture from Fangel where the unidentified *Archaea* could not be isolated.

Discussion

In most cases, methanogenic diversity was broader in plants operating at mesophilic temperature. This is in agreement with previous reported data (22) based on thermophilic and mesophilic granular sludge. The dominance of *Methanosaetaceae* members in sludge-digesters (Lundtofte, Helsingør, Hillerød, Fakse, Sydkyst, Grindsted) is also in accordance with previous studies (18,21). However, the presence of *Methanosarcinaceae* as dominant methanogen in manure digesters has never been well-documented. There is only one study in which low levels of *Methanosarcinaceae* and high levels of *Methanomicrobiales* were detected in a manure full-scale biogas plant using small-subunit rRNA sequence analysis (13). Comparison of the methanogenic diversity in biogas reactors and in the inocula used for reactor start-up indicated that original population was only maintained when an inoculum dominated by *Methanosaetaceae* was used to start a WW sludge digester (two instances), or an inoculum containing *Methanosarcinaceae* was used to start a manure digester (one instance). This is probably related to the intolerance of *Methanosaetaceae* for high ammonia levels discussed previously in this paper. The inoculation findings support the case that the microbial composition is mainly decided by the external conditions.

The loading rate of the studied systems, the main measure for which is biogas production rate, does not appear to have an influence on the dominant methanogens. Concentration of VFAs, and ammonia appeared to have the most influence. The presence of the strict acetoclastic methanogen *Methanosaetaceae* at low VFA and low ammonia levels is also in agreement with previous reported information (12,16) indicating that acetate-utilising methanogens are more sensitive to ammonia compared with hydrogenotrophic methanogens. However, the other major acetate utilizer *Methanosarcinaceae* was found to be the dominant methanogen at high ammonia concentrations; up to 4.1 g N.L^{-1} .

It is difficult to say whether (a) the high free ammonia restricts *Methanosaetaceae* in favour of *Methanosarcinaceae* which has a higher threshold acetate (11, 24), and consequently causes, higher VFA results, (b) high free ammonia causes VFA accumulation

which then allow *Methanosarcinacea* to outcompete *Methanosaetacea*, and restrict *Methanosaetaceae*, or (c) manure digesters naturally have *Methanosarcinaceae*, and sludge digesters naturally have *Methanosaetaceae*, and also have high free ammonia and high VFA for some completely different reason. In our opinion, the most probable reason is (a), and if the manure digesters could be manipulated by, for example, reducing ammonia, *Methanosaetaceae* should grow and reduce organic acid levels considerably. Regarding the manure digesting biogas plants, the trend line (Figure 5) shows four outliers, three of which are mesophilic. It is difficult to determine with so few samples, but those with a more balanced ecology (Fangel, Revninge) or unidentified methanogenic population (Hashoj) appear to cope better with the high ammonia (in terms of resulting organic acids). For this reason it is important to further isolate and characterise the unidentified methanogens. Difficulty in identification of the methanogens from Hashoj and Sinding biogas plants could possibly be due to the limitations of visual *in situ* hybridisation. FISH is very convenient for quick analysis of a large number of environmental samples but is limited when carried beyond the limits of the oligonucleotide probes. ARC 915 is an effective general probe, and the order-level have been used in a wide range of systems, but in complicated systems such as manure they might fail to detect all methanogens. It should be also noticed that many samples apparently without hydrogenotrophic methanogens may have contained significant *Methanobacteriales* numbers because the visual detection of those methanogens is difficult.

Enrichment bias (Table 4) is perhaps because enrichment procedure at defined temperature and substrate is too selective for some methanogenic populations. This may limit growth of the dominant microbe but favour the growth of another. It is very difficult to assess the best method for observing the most active microorganisms in mixed cultures from complex environments. Enrichment and isolation techniques are subject to bias, as observed here, FISH is dependent on response to the probe used, as well as the size, and physical characteristics, while ex-situ DNA/RNA techniques are dependent on primers, as well as extraction bias.

Acknowledgements

Dr. Nina Christensen (Technical University of Denmark, Denmark) is gratefully acknowledged for assistance with the anaerobic roll-tube method. Thanks are due to Majbrit Staun Jensen and Mona Refstrup for technical assistance with the experiments.

This work was supported by Fellowship from the Federation of European Microbiological Societies (FEMS), Danish Government Scholarship, UVE Grant of The Danish Energy Agency and Grant B-MY 1208/02 of Bulgarian National Fund “Scientific Research”.

References

1. Ahring, B.K., I. Angelidaki, and K. Johansen. 1992. Anaerobic treatment of manure together with industrial waste. *Wat. Sci. Tech.* 25 (7): 211-218.
2. Ahring B.K. , M. Sandberg, and I. Angelidaki. 1995. Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Appl. Microbiol. Biotech.* 41: 559-565
3. American Public Health Association.1985.Standard methods for the examination of waste and wastewater. APHA AWWA WPCF, Washington, D.C.
4. Angelidaki, I.,and B.K.Ahring. 1994. Anaerobic thermophilic digestion of manure at different ammonia loads: effect of temperature. *Wat.Res.*28:727-731
5. Angelidaki, I., S.P.Petersen ,and B.K.Ahring. 1990. Effects of lipids on termophilic anaerobic digestion and reduction of lipid inhibition upon addition of bentonite. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 33: 469-472.
6. Batstone DJ, J. Keller, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.Sanders, M, H. Siegrist, and V.A. Vavilin. 2002. Anaerobic digestion model no. 1(ADM1). IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic DigestionProcesses. London: IWA.
7. Bhattacharya, S.K. ,and G.F. Parkin .1989. The effect of ammonia on methane fermentation process. *J. Wat. Poll. Fed.* 61:55-59
8. Dabert, P., J-P.Delgenes, R.Moletta, and J.-J. Godon 2002. Contribution of molecular microbiology to the study in water pollutioun removal of microbial community dynamics. *Re/Views in Environmental Science & Bio/Technology* .1:39-42.
9. Daims, H., A.Bruhl, R.Amann, , K.-H Schleifer, and M Wagner.1999.The Domain-specific Probe EUB338 is Insufficient for the Detection of all Bacteria: Development and Evaluation of a more Comprehensive Probe Set .*Syst. Appl. Microbiol.*22: 434-444
10. Elferink, S.J.W.H., R.van Lis, H.G.H.J.Heilig, A.D.L.Akkermans, and A.J.M.Stams.1998. Detection and quantification of microorganisms in anaerobic bioreactors. *Biodegradation* 9:169-177.
11. Ferry,J.G.1993.Methanogenesis Ecology, Physiology, Biochemistry and Genetics. Chapman & Hall, New York.
12. Garcia, J.L., B.K.C.Patel, and B.Ollivier.2000. Taxonomic, Phylogenetic, and Ecological Diversity of Methanogenic Archae.*Anaerobe*.6:205-226
13. Hansen, K.H., B.K. Ahring and L.Raskin.1999. Quantification of Syntrophic Fatty Acid- β /Oxidizing Bacteria in a Mesophilic Biogas Reactor by Oligonucleotide Probe Hybridization. *Appl. Env. Microb.*65(11):4767-4774
14. Hugenholtz P., G.W. Tyson, and L.L.Blackall. 2001. Design and Evaluation of 16S rRNA-Targeted Oligonucleotide Probes for Fluorescence *In Situ* Hybridization. In B.A. Lieberman (ed.)*Methods in Microbiology*.Humana Press Inc., Totowa, NJ
15. Hungate, R.E. 1969. A roll - tube method for cultivation of strict anaerobes, p. 118-132.In J.R. Norris and D.W.Ribbons (ed.), *Methods in Microbiology*. New York and London, Academic Press.

16. Koster, I. W., and G. Lettinga. 1984. The influence of ammonium – nitrogen on the specific activity of peletized methanogenic sludge. *Agric. Waste* 9:205-216.
17. Madigan, M., J Martinko., and J. Parker (2000) *Brock Biology of Microorganisms.*, 9th edition. Prentice Hall, NJ.
18. Mc Mahon, K.D., P.G. Stroot, R. I. Mackie, and L.Raskin. 2001. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-II: Microbial population dynamics. *Wat.Res.* 35 : 1817-1827.
19. Raskin,L., L.K. Poulsen, D.R. Noguera, B.E. Rittmann, and D.A.Stahl. 1994a.Group-specific 16S rRNA hybridization probes to describe natural communities of methanogens.*Appl.Environ.Microbiol.*60:1232-1240.
20. Raskin,L., L.K. Poulsen, D.R. Noguera, B.E. Rittmann, and D.A.Stahl. 1994b. Quantification of Metanogenic Groups in Anaerobic Biological Reactors by Oligonucleotide Probe Hybridization. *Appl. Environ. Microbiol.* 60:1241-1248.
21. Sekiguchi,Y., Y.Kamagata, K. Nakamura, A.Ohashi, and H. Harada.1999. Fluorescence In Situ Hybridization Using 16S rRNA-Targeted Oligonucleotides Reveals Localization of Methanogens and Selected Uncultured Bacteria in Mesophilic and Thermophilic Sludge Granules. *Appl. Env. Microbiol.* 65:1280-1288.
22. Sekiguchi,Y., Y.Kamagata, K.Syutsubo, A.Ohashi, H. Harada, and K. Nakamura.1998. Phylogenetic diversity of mesophilic and thermophilic granular sludges determined by 16S rRNA gene analyses. *Microbiology.*144: 2655-2665.
23. Schink,B.1997.Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. *Microb. Mol. Biol. Rev.*61:262-280.
24. Schmidt, J.E., Z. Mladenovska, M.Lange, and B.K.Ahring .2000. Acetate conversion in anaerobic biogas reactors: Traditional and molecular tools for studying this important group of anaerobic microorganisms. *Biodegradation* 11:359-364
25. Sorensen, A. H., M. Winther-Nielsen , and B.K. Ahring.1991. Kinetics of lactate, acetate and propionate in unadapted and lactate-adapted thermophilic, anaerobic sewage sludge: the influence of sludge adaptation for start-up of thermophilic UASB-reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*34:823-827.
26. Stahl, D. A., and R. Amann. 1991. Development and application of nucleic acid probes, p. 205-248. In E. Stackebrandt, and M. Goodfellow (ed.), *Nucleic acid techniques in bacterial systematics.* John Wiley & Sons, Inc., New York, N.Y.
27. Tafdrup S. 1994. Centralized biogas plants combine agricultural and environmental benefits with energy production. *Wat. Sci. Tech.* 30 (12):133-141.
28. Wolin, E.A., M.J.Wolin ,and R.S. Wolfe .1963. Formation of methane by bacterial extracts. *J.Biol.Chem.* 238:2882-2886.

Table 1. Main characteristics of the methanogenic orders.

Order	Cell morphology	Physiology
<i>Methanobacteriales</i>	rods or filaments	hydrogenotrophic; mesophilic or thermophilic
<i>Methanococcales</i>	irregular cocci	hydrogenotrophic; mesophilic or thermophilic
<i>Methanomicrobiales</i>	small rods, irregular cocci, plane shaped cells	hydrogenotrophic; mesophilic
<i>Methanosarcinales</i>	rods or filaments (<i>Methanosaetaceae</i>), irregular cocci or sarcina-like cells (<i>Methanosarcinaceae</i>)	strict acetoclastic (<i>Methanosaetaceae</i>), acetoclastic or hydrogenotrophic (<i>Methanosarcinaceae</i>); mesophilic or thermophilic

Table 2. Systems analysed and operating conditions

Plant Name	Main component in the digested feedstock	Reactor volume(m ³)	HRT (d)	Biogas Production (m ³ m ⁻³ d ⁻¹)*	Operating Temp. (°C)	VFA (g.L ⁻¹ HAc eq)	Ammonia (g N L ⁻¹)
Vegger	Manure	1400	17	6.3	55	0.7 (±0.02)	3.2 (±0.11)
Sinding	Manure	2250	18	2.9	51	0.5 (±0.02)	2.7 (±0.13)
Fangel	Manure	4400	20	1.6	37	1.6 (±0.06)	4.1 (±0.18)
Lemvig	Manure	7000	15	1.9	52.5	0.8 (±0.03)	3.0 (±0.15)
Hashøj	Manure	2900	20	2.7	37	1.5 (±0.07)	6.1 (±0.22)
Studsgard	Manure	6600	25	2.6	52	0.4 (±0.02)	2.1 (±0.11)
Snertinge	Manure	2800	20	1.5	51.5	3.0 (±0.12)	2.8 (±0.14)
Nysted	Manure	5000	25	1.4	38	2.0 (±0.08)	3.3 (±0.16)
Revninge	Manure	3000	25	1.0	37	0.3 (±0.01)	3.6 (±0.10)
Grinsted	WW Sludge/MSW	2915	23	0.9	38	0.1(0.004)	1.2 (±0.01)
Fakse	WW Sludge	3000	20	1.8	37	0.01(0)	0.3 (±0.01)
Lundofte	WW Sludge	5000	30	3.3	37	0.01(0)	0.3 (±0.01)
Hillerød	WW Sludge	1893	30	0.7	55	0.01(±0.0001)	0.1 (±0.001)
Helsingør	WW Sludge	1400	30	0.5	37	0.07 (±0.0003)	0.2 (0)
Sydkyst	WW Sludge	945	30	0.6	37	0.01 (±0.0002)	0.03 (0)

Values in the brackets show absolute standard deviation based on triplicate analysis. * No deviations are shown for biogas production because this was an average value obtained from system operators.

Table 3. Oligonucleotide probes used

Probe	Phylogenetic group	Functional group	Probe Sequence (5'-3')	Ref
EUB338	<i>Bacteria</i> -most	Non-meth.	GCTGCTCCCGTAGGAGT	26
EUB338+	<i>Bacteria</i> -remaining		GCWGCCACCCGTAGGTGT	9
ARC915	<i>Archaea</i>	mainly meth.	GTGCTCCCCCGCCAATTCCT	26
MX825	<i>Methanosaetaceae</i>	aceticlastic meth.	TCGCACCGTGGCCGACACCTAGC	19
MS1414	<i>Methanosarcinaceae</i> ¹	aceticlastic meth. (also hydrogen)	CTCACCCTACCTCACTCGGG	21
MG1200	<i>Methanomicrobiales</i>	hydrogenotrophic meth.	CGGATAATTCGGGGCATGCTG	21
MB1174	<i>Methanobacteriales</i>	hydrogenotrophic meth.	TACCGTCGTCCACTCCTTCCTC	21
MC1109	<i>Methanococcales</i>	hydrogenotrophic meth.	GCAACATAGGGCACGGGTCT	19

Notes: 1. Also used MS821 (CGCCATGCCTGACACCTAGCGAGC), (19)

Table 4. Methanogenic diversity in plant samples.

Plant	Methanogens in raw samples		Methanogens in enriched samples	
	Dominant [*]	Non-dominant ^{**}	Enrichment with Acetate	Enrichment with H ₂ /CO ₂
Vegger	MS	***	MS	MB
Sinding	Unidentified short rods and cocci binding to ARC915		MS	MG,MC
Fangel	MS, MB	MG,MC	MS	UnIDd long rods binding to ARC915
Lemvig	MB	***	MS, MX	MB
Hashoj	UnIDd long rods binding to ARC915		UnIDd short rods binding to ARC915	UnIDd long rods binding to ARC915
Studsgard	MS	***		
Snertinge	MS	***		
Nysted	MS	***		
Revninge	MS, MB	***		
Grinsted	MX	***	MX	MB
Fakse	MX	MS		
Lundtofte	MX	***		
Hillerod	MX	***		
Helsingor	MX	***		
Sydkyst	MX	***		

Key: MS: *Methanosarcinaceae*, MX: *Methanosaetaceae*, MB: *Methanobacteriales*, MC: *Methanococcales*, MG: *Methanomicrobiales*, ***: not observed, UnIDd: unidentified

* The term dominant methanogens was used in the sense of more than 90 % of total numbers of methanogenic cells (*Archaea* as responding to ARC915).

** The term non-dominant methanogens was used in the sense of 1%-10 % of total number of methanogens.

Those cells falling within the area of the ocular in 20 located fields were counted.

Table 5. Methanogenic composition in biogas reactors compared to current analysis of methanogenic community in reactors used as inoculum source for those reactors.

Bioreactor location (methanogenic composition in the reactor)	Source of inoculum (methanogenic composition in the inoculum)
Vegger (MS, MC)	No exogenous inoculum (natural contamination)
Sinding (Unidentified <i>Archaea</i>)	No exogenous inoculum (natural contamination)
Fangel (MS, MB, MG, MC)	***
Lemvig (MB)	Sinding (Unidentified <i>Archaea</i>)
Hashoj (Unidentified <i>Archaea</i>)	Cow manure from farm
Studsgard (MS)	Sinding (Unidentified <i>Archaea</i>)
Snertinge (MS)	Filskov (MC)/Hashoj (Unidentified <i>Archaea</i>)
Nysted (MS)	Hashoj (Unidentified <i>Archaea</i>)
Revninge (MS, MB, MG, MC)	Fangel (MS, MB, MG, MC)
Grindsted (MX)	Haderslev [#] (MX)
Fakse (MX, MS)	***
Lundtofte (MX)	No exogenous inoculum (natural contamination)
Hillerod (MX, MB)	***
Helsignor (MX)	Usserod [#] (MX)
Sydkyst (MX)	***

Key: [#] sludge treating plant, * * * no information, MS: *Methanosarcinaceae*, MX: *Methanosaetaceae*, MB: *Methanobacteriales*, MC: *Methacoccales*, MG: *Methanomicrobiales*

Figure 1: Order level classification of methanogens, excluding *Methanopyrales*, with order and family level probes, main substrates, and operating temperature.

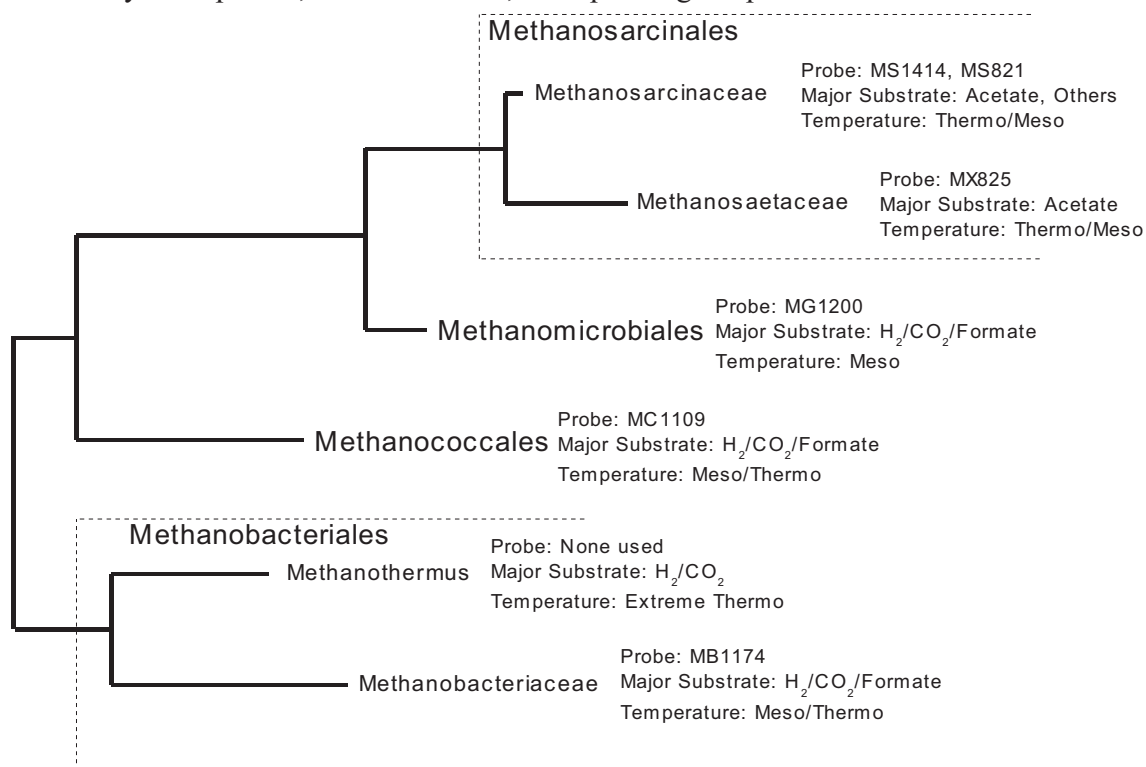


Figure 2: Dominant methanogens in different digesters observed as a function of organic acid concentrations. Labels indicate source of sample. Error bars show standard deviation. Abbreviations are as for Table 2.

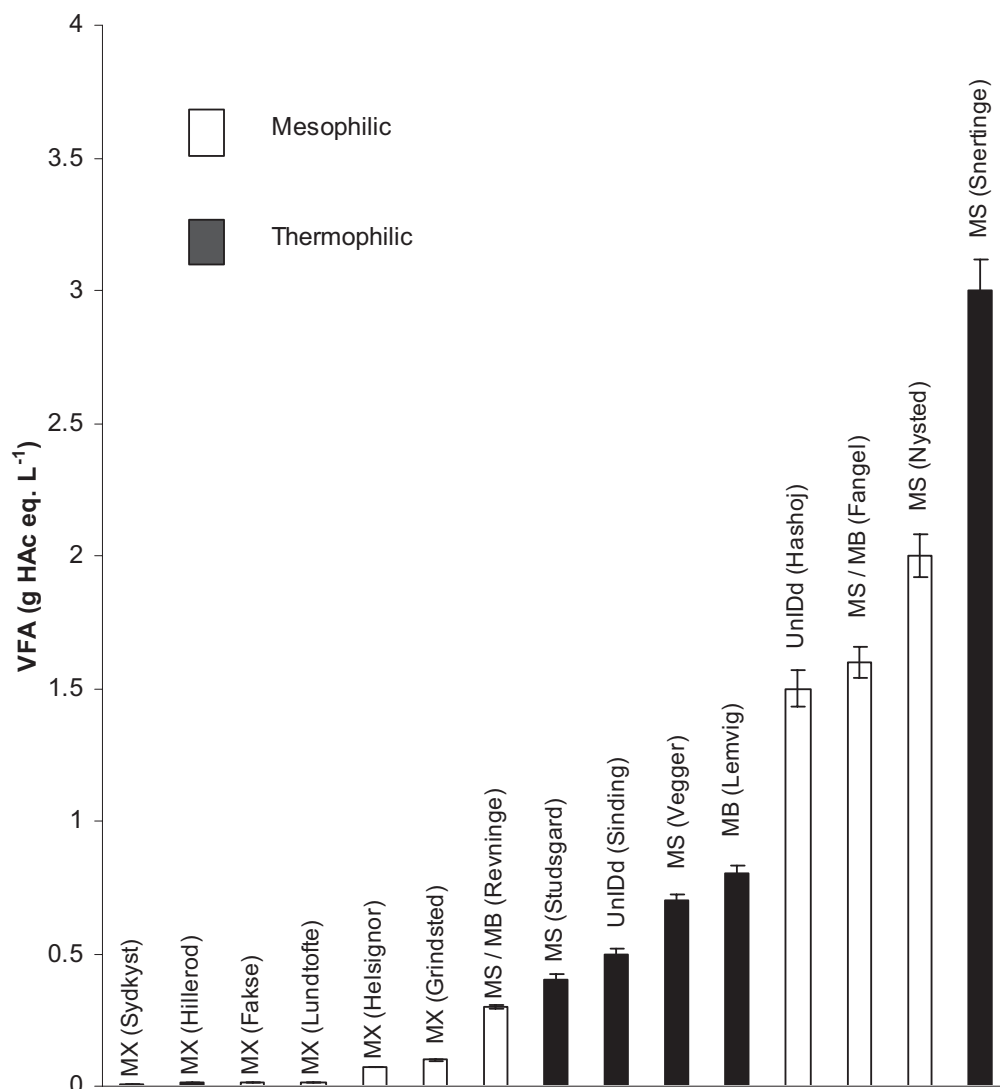


Figure 3: Dominant methanogens in different digesters observed as a function of ammonia/ammonium concentration. Labels indicate source of sample. Error bars indicate standard deviation. Abbreviations are as for Table 2.

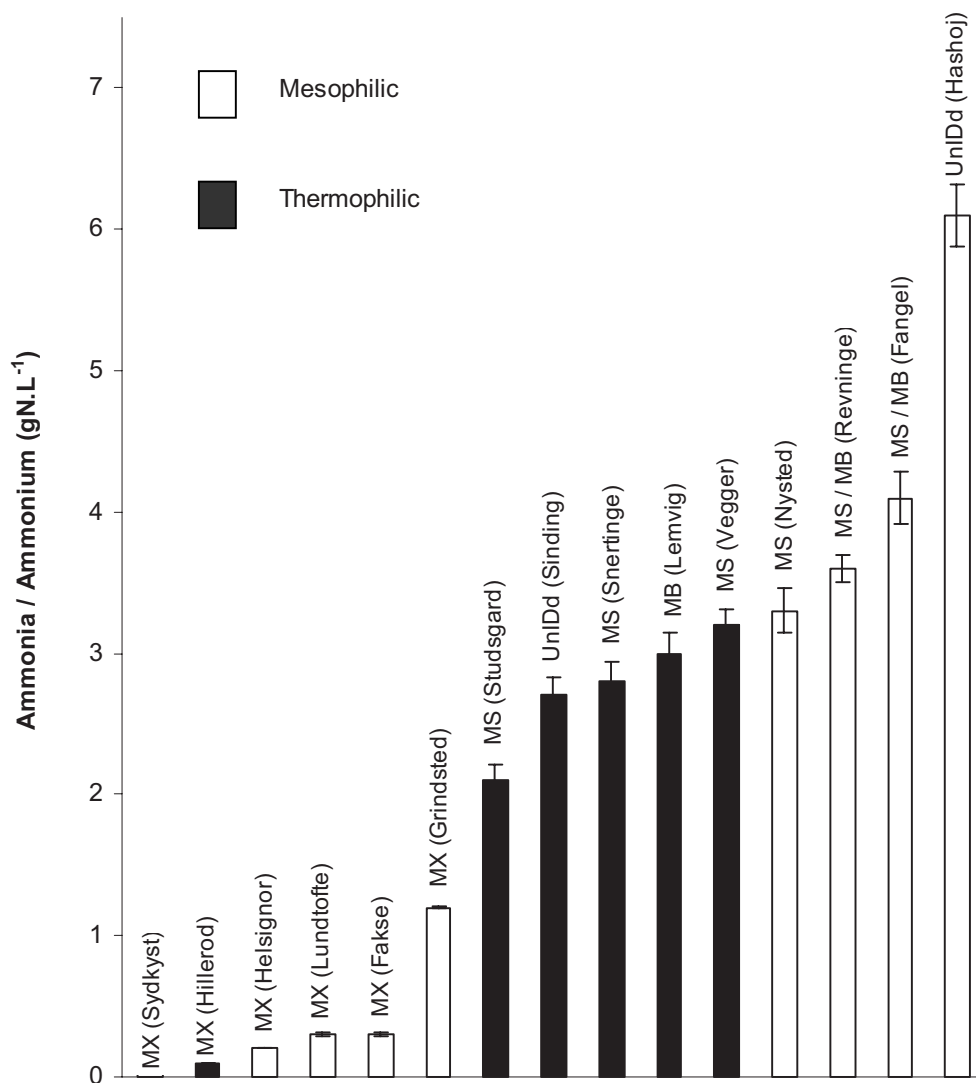


Figure 4: Dominant methanogens in different digesters observed as a function of biogas production. Labels indicate source of sample. Abbreviations are as for Table 2.

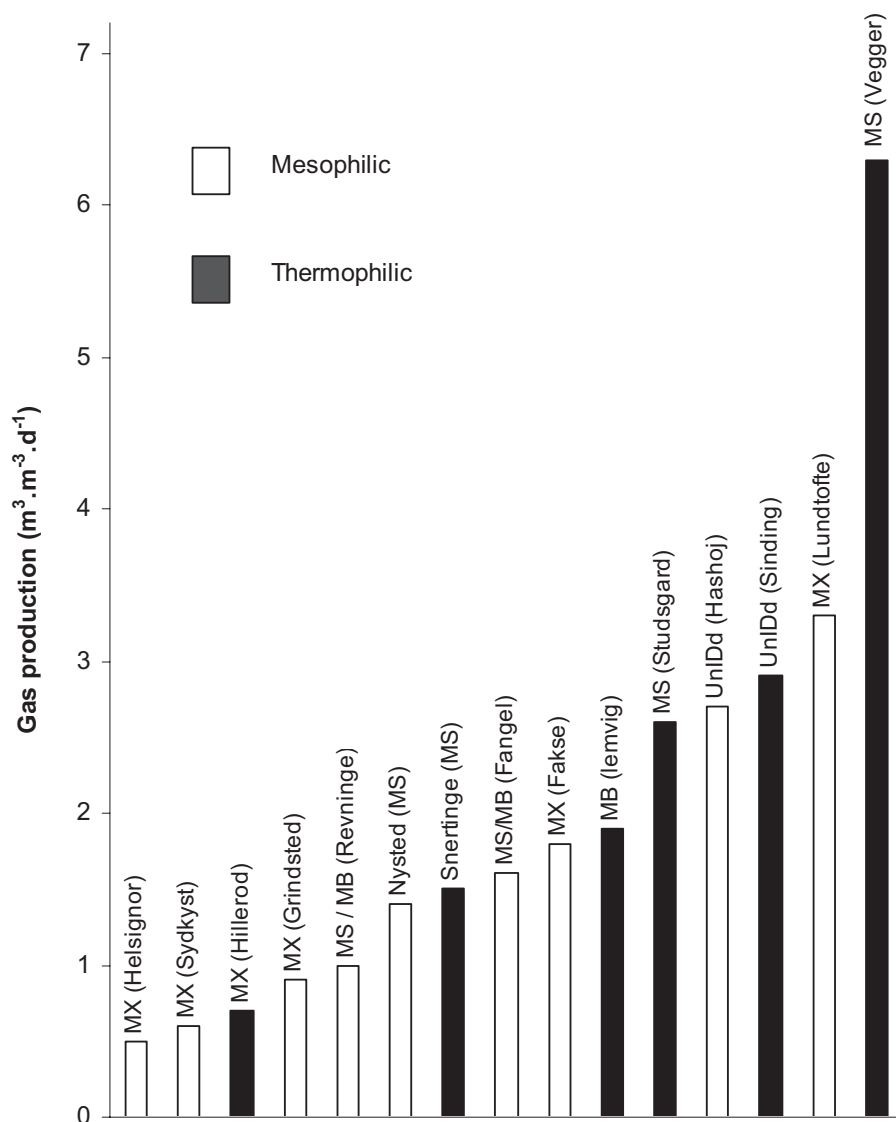


Figure 5: Distribution of the dominant methanogens as a function of organic acid vs ammonia/ammonium concentration. Error bars indicate standard deviation. Abbreviations are as for Table 2.

